

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

HYDRODYNAMIQUE DE L'ÉCOULEMENT DIPHASIQUE SOLIDE-GAZ, DANS
UN RÉACTEUR À LIT FLUIDISÉ CIRCULANT INTERNE

RACHID MABROUK

DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

THÈSE PRÉSENTÉE EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE PHILOSOPHIAE DOCTOR
(GÉNIE CHIMIQUE)

AVRIL 2006



Library and
Archives Canada

Bibliothèque et
Archives Canada

Published Heritage
Branch

Direction du
Patrimoine de l'édition

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

ISBN: 978-0-494-17981-9

Our file Notre référence

ISBN: 978-0-494-17981-9

NOTICE:

The author has granted a non-exclusive license allowing Library and Archives Canada to reproduce, publish, archive, preserve, conserve, communicate to the public by telecommunication or on the Internet, loan, distribute and sell theses worldwide, for commercial or non-commercial purposes, in microform, paper, electronic and/or any other formats.

The author retains copyright ownership and moral rights in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

AVIS:

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque et Archives Canada de reproduire, publier, archiver, sauvegarder, conserver, transmettre au public par télécommunication ou par l'Internet, prêter, distribuer et vendre des thèses partout dans le monde, à des fins commerciales ou autres, sur support microforme, papier, électronique et/ou autres formats.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur et des droits moraux qui protègent cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

In compliance with the Canadian Privacy Act some supporting forms may have been removed from this thesis.

Conformément à la loi canadienne sur la protection de la vie privée, quelques formulaires secondaires ont été enlevés de cette thèse.

While these forms may be included in the document page count, their removal does not represent any loss of content from the thesis.

Bien que ces formulaires aient inclus dans la pagination, il n'y aura aucun contenu manquant.


Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Cette thèse intitulée:

HYDRODYNAMIQUE DE L'ÉCOULEMENT DIPHASIQUE SOLIDE-GAZ, DANS
UN RÉACTEUR À LIT FLUIDISÉ CIRCULANT INTERNE

présentée par : MABROUK Rachid

en vue de l'obtention du diplôme de : Philosophiae Doctor

a été dûment acceptée par le jury d'examen constitué de:

M. LEGROS Robert, Ph.D., président

M. CHAOUKI Jamal, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. GUY Christophe, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. PATIENCE Gregory-S., Ph.D., membre

M. HEMATI Mehrdji, Ph.D., membre

À ma famille

Remerciement

*J'exprime mes profonds remerciements à mes directeurs de thèse, Prof. **Jamal Chaouki** et Prof. **Christophe Guy** qui m'ont d'abord accueilli au sein de leur équipe de recherche sur les réacteurs, pour l'aide compétente qu'ils m'ont apportée, pour leurs patience et leurs encouragement. Leurs critiques m'ont été très précieux pour structurer le travail et pour améliorer la qualité des différentes sections.*

*Je tiens à remercier ceux sans qui la majorité de ce travail n'aurait pu être réalisée, c'est-à-dire l'ensemble des techniciens du département génie chimique qui ont été impliqués dans la réalisation du pilote, plus précisément, M. **Jean Iuard**, M. **Daniel Dumas**, **Carol**, **Eric** et **Robert**.*

*J'exprime aussi ma gratitude au Dr. **Gregory Kennedy** et son équipe, qui, pendant la campagne d'expérience m'ont fourni les traceurs avec les activités nécessaires, leurs conseils été de grandes utilités.*

*Ensuite je tiens à remercier M. **Pierre Sauriol** pour m'avoir aidé à me familiariser avec les techniques de mesures disponibles au laboratoire. Et de me mettre au courant de toutes nouveautés dans différents domaines.*

*Je remercie ma femme, **Tanja**, pour son soutien, sa patience et ses encouragements le long de mes années du doctorat.*

*L'aboutissement de cette thèse a aussi été encouragé par de nombreuses discussions avec des collègues et amis de disciplines variées : **Pierre Sauriol**, **Yann Courbariau**, **Ramin Radmanesh** et **Pierre Sarazin**.*

***Tanja Starc** et **Aamna Kaul** ont relu attentivement des chapitres de ce manuscrit. Merci du temps qu'elles ont consacré à redonner un peu de rigueur à ma plume.*

*Enfin, une pensée émue pour tous les étudiants avec qui j'ai partagé une salle, un café, un repas ou une console d'ordinateur pendant ces quatre années : **Brahim**, **Sikun**, **Babek**, **Eric**, **Régis**, **Rouzbeh**, **Jean-Philippe**, **Mark**, **Jocelyn**,... et toute la troupe du très convivial groupe de recherche sur les réacteurs.*

RÉSUMÉ

En industrie pétrolière comme dans toutes les industries de transformations, les réactions secondaires font perdre beaucoup de profits. Les réactions secondaires sont une des causes directes d'échec d'un procédé quelconque. Une solution simple et efficace permettant de minimiser l'impact de ce phénomène consiste à réduire le temps de contact entre phases. En d'autres termes, il faut avoir une bonne contrôlabilité du temps de séjour dans l'unité.

Afin de contrer cette contrainte, plusieurs technologies ont vu le jour. Des technologies qui sont dans la plupart des cas, des dérivées du lit fluidisé conventionnel. Le Lit Fluidisé Circulant Interne (LFCI) par exemple fait parti de cette technologie, où le temps de contact entre phases est très court (de l'ordre des millisecondes). C'est le type d'unité où la notion du temps de séjour est d'une grande importance. Ainsi, et afin d'assurer des temps de séjours très courts dans ce genre d'unités, l'utilisation de gros débits de gaz, des tubes de montée courts et de petits diamètres sont nécessaires. Cependant dans ces conditions le comportement hydrodynamique du LFCI n'est pas forcément le même que dans d'autres types d'unités de fluidisation tels que les Lits Fluidisés Circulants (LFC) ou les lits à jet.

Le LFCI peut devenir la technologie la plus appropriée pour plusieurs applications, si l'hydrodynamique de ce dernier est bien déterminée. Il faut noter que les seuls travaux

hydrodynamiques réalisés sur ce type d'unité sont soit des simulations ou de simple visualisation à l'œil nue.

Lors de ce travail certains aspects hydrodynamiques ont été étudiés dans un pilote froid du LFCI où le traçage par particule radioactive et la sonde à fibre optique ont été les principaux moyens de mesures utilisés.

Des paramètres, comme le facteur de frottement particule-paroi et le coefficient de traînée, figurants dans les modèles phénoménologiques unidimensionnel, ont été calculés dans des conditions similaires à celles d'opération du LFCI.

Le premier aspect abordé dans ce travail, concerne le facteur de frottement particule-paroi (FFPP) dans les écoulements ascendants solide-gaz. La loi d'Amonton a été utilisée pour calculer le FFPP le long du riser d'un LFCI, pour des vitesses superficielles du gaz allant de 2 à 12m/s. Ainsi, des expériences ont été effectuées avec du sable et de l'alumine dans un LFCI en plexiglas, aux parois internes lisses et rugueuses respectivement.

Ensuite, les corrélations les plus utilisées dans la littérature pour déterminer le FFPP ont été revues et comparées aux résultats obtenus lors de ce travail. Les résultats obtenus ont montrés que le FFPP n'est pas constant le long du riser. Il décroît de valeurs élevées à l'entrée du riser vers des valeurs faibles à la sortie. Le FFPP change aussi en fonction de la vitesse superficielle du gaz.

Les résultats obtenus lors de la deuxième phase d'expérience ont démontré l'effet de la rugosité de la surface de la paroi sur la prédiction de ce dernier.

À partir de l'ensemble des résultats obtenus, un domaine a été défini, par une courbe pour la paroi à surface lisse et une deuxième courbe pour la paroi à surface rugueuse, où le FFPP peut se trouver dépendamment de l'état de surface de la paroi du riser.

Le deuxième aspect traité lors de cette étude, concerne l'effet de la vitesse, l'accélération des particules et la force de Basset sur le coefficient de traînée dans le riser d'un LFCI. L'utilisation de la technique de traçage par particule radioactive a permis de localiser la position de la particule à chaque pas de temps, 10 ms dans ce cas, ainsi de construire les diverses trajectoires, la particule a pris pendant des heures d'opération dans le LFCI.

Pour des expériences effectuées avec des particules de sable et d'alumine à des vitesses superficielles du gaz variant de 2 à 12m/s, on est arrivé à calculer le coefficient de traînée à partir des vitesses, des accélérations et des équations de trajectoires des particules. Une nouvelle corrélation pour calculer le coefficient de traînée dans les écoulements ascendants diphasiques solide-gaz a été proposée. L'expression proposée tient compte de l'accélération des particules et du terme de l'histoire de la particule (force de Basset). Des corrélations trouvées dans la littérature ont été revues et comparées aux résultats de ce travail. Ensuite, une analyse numérique a été effectuée en utilisant un modèle unidimensionnel à deux phases. L'analyse a montré que l'expression proposée est en bon accord avec les différents résultats expérimentaux

récupérés de la littérature (Pugsley et Berutti (1996) et concours de modélisation pour la conférence en Fluidization VIII).

Le troisième aspect hydrodynamique étudié lors de ce travail, concerne l'effet de la géométrie de sortie du riser sur la perte de charge et le comportement du solide à l'intérieur du riser d'un LFCI.

Quatre géométries de sortie ont été étudiées dans plusieurs conditions opératoires. La technique de traçage par particule radioactive est utilisée pour mesurer les distributions des temps de séjours dans la zone de sortie et les profils axiaux de concentrations solides dans le riser. Des expériences ont été effectuées avec des particules de type B selon la classification de Geldart pour des vitesses superficielles du gaz variant entre 4 et 10 m/s.

La distribution du temps de séjour du solide dans la zone de sortie et le taux de reflux dans le riser k_m , sont les deux critères utilisés pour comparer les performances des différentes géométries étudiées. Les résultats obtenus appuient l'hypothèse sur l'importance du système de séparation solide-gaz monté au dessus du riser, et montrent l'impact de l'espace ouvert entre le système de séparation et le bout du riser.

Le quatrième et dernier aspect étudié ici, concerne l'effet du diamètre du lit en cas d'une éventuelle mise à l'échelle d'une unité de fluidisation. L'effet du diamètre du lit sur le comportement du mélange solide-gaz est étudié dans trois lits fluidisés de 152,

78 et 50 mm de diamètre, où les lois conventionnelles d'extrapolation ont été respectées.

Deux types de matériaux ont été utilisés lors de ces expériences. Les résultats obtenus au moyen de la fibre optique ont été confirmés et validés par des résultats obtenus au moyen de traçage par particule radioactive. Les résultats ont montrés que le profil radial de concentration solide dans l'unité à petit diamètre (78 mm) est complètement différent de celui obtenu dans l'unité au diamètre intermédiaire (152 mm).

Dans la petite unité on a constaté une croissance de la concentration du solide de la paroi vers le centre, une tendance maintenue pour différents niveaux au dessus du distributeur. Des tendances similaires ont été obtenus dans la plus petite unité (50 mm) qui ont confirmées les précédentes constations. Par contre, dans l'unité intermédiaire on a observé le phénomène inverse (forte concentration de solide aux parois qui décroît vers de faible concentration au centre). Un profil en concordance avec ce qui est présenté dans la littérature dans des unités de même taille.

ABSTRACT

In petroleum industry, as in any other chemical industry, secondary reactions are very expensive. They are the main cause for selectivity decline. The simplest and efficient way to avoid or to minimize their impact is by reducing the contact time. In other words, the solid residence time in the reaction zone should be easy to control.

To meet this objective numerous technologies were derived from the conventional fluidized bed, as spouted beds and circulating fluidized beds CFB (internal and external). Internal circulating fluidized beds ICFB for instance, were designed and developed for the short contact time applications (order of magnitude of milliseconds). In ICFB units, the residence time is an important variable, thus to ensure short solid residence time, the use of high gas flow rate and short and small riser diameter is necessary. However, in these conditions the hydrodynamics of the ICFB is far from what is already established and well known in other units like CFBs and spouted beds.

ICFB could be the suitable technology for several applications if the hydrodynamic is well understood. The compact and complex geometry of this kind of unit make the access to the internal zone a difficult task. The position of the riser in the hearth of the ICFB and the small riser diameters used in this kind of units makes impossible the use of the conventional measurement tools (intrusive probes). The reader should keep in

mind that the few works done about the hydrodynamic aspects of the ICFB were based either on computational fluid dynamic CFD or on visualization.

In this work certain hydrodynamic aspects were investigated in the ICFB riser, using radioactive particle tracking (RPT) and fiber optic needle probe techniques. The key parameters in the one-dimensional model were calculated in the same conditions as the usual operating conditions of an ICFB riser.

The first aspect studied here concerns the Particle-Wall Friction Factor (PWFF). The variation of PWFF along the riser was investigated in an ICFB riser 1m in length and 0.052 m in diameter. The results obtained are based on direct measurement of normal and shear forces at the wall under dynamic conditions rather than static ones usually obtained in shear box experiments. The experiments were conducted using sand and alumina materials in the gas velocity range between 2 and 12 m/s. An RPT program was developed for this type of system and was used to give a dynamic picture of particle trajectories in the vicinity of the wall of the ICFB riser. The most common correlations for calculating the PWFF were reviewed and compared to the results obtained in this work. The data obtained demonstrates that the PWFF is not a constant value but changes along the riser and with change in gas superficial velocity. The results also showed the effect of roughness of the wall surface. According to the conditions of the wall surface, the PWFF may be located in a domain defined by two predictive expressions, for smooth and rough surfaces.

The second aspect of this study was the drag coefficient. Many correlations have been developed in the last few years, but unfortunately most of those expressions, were developed for free falling particle conditions in liquid-solid medium and extrapolated to upward gas-solid flow. In this work a new correlation for the purpose of evaluating the effective drag coefficient of an ascending gas-solid flow was developed.

In the proposed expression, the effect of particle acceleration and Basset force has been considered. The RPT measurement technique was used in order to obtain the Cartesian coordinates (x , y and z) of the radiotracer at each time step (10 ms in this case). Thus, other useful variables such as particle velocity, particle velocity fluctuation and acceleration, were calculated. The effects of particle velocity, acceleration and Basset force on the measurement of the drag coefficient were investigated in the ICFB riser. The experiments were carried out using sand and alumina particles in the gas velocity range between 2 and 12 m/s. The most common correlations for calculating the drag coefficient were reviewed and compared to the one developed in this work.

Numerical analysis of the one-dimensional two-phase flow model demonstrated that the drag coefficient proposed here is in good agreement with experimental data, and covers a variety of operating conditions (Pugsley and Berutti (1996) and modeling exercise for the Fluidization VIII conference).

The third aspect presented in the following paragraph is about the effects of riser exit geometry on pressure drop and solid behaviour inside the ICFB riser. Different riser exit geometries have been investigated in an ICFB at several operating conditions.

Experiments were conducted using Geldart B particles in the gas velocity range of 4 to 10 m/s. The impact of a gas-solid separator device at the riser exit was investigated and quantified. Solid residence time distribution in exit zone, and reflux ratio factor k_m , were considered as the main criteria in the comparison of different riser exit geometries studied.

The ICFB units are a short contact time units. In order to ensure very small residence time, short risers and high gas superficial velocities are required. Although, the use of high gas superficial velocities imply use of small bed diameters. At this point many questions arise like, how the riser diameter affects the hydrodynamics of the ICFB riser.

Unfortunately, no clear answer is provided in the literature, even for the conventional fluidized bed, concerning the effect of the riser diameter on hydrodynamics of gas-solid systems.

The fourth and last aspect studied in this work concerns the effect of bed diameter on hydrodynamics of the fluidized beds. This aspect was studied in different scales and the conclusions are valid also for the ICFB riser.

The effect of bed diameter on gas-solid behavior was investigated in three fluidized beds, 152 mm, 78 mm, and 50 mm in diameter, in which the conventional scale-up rules were respected. The experiments were carried out using sand and alumina

particles. The results were obtained and confirmed using fibre optic technique and RPT, respectively. The results showed that radial solid hold-up behaviour on a small bed diameter scale is completely different from that on the intermediate bed diameter scale. The radial profile of solid hold-up on a small and very small bed diameter showed an increase from a low value near the wall to a high value at the center at different heights from the distributor. By contrast, the opposite profile was observed on the intermediate bed diameter, similar to what is usually reported in the literature.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....	iv
REMERCIEMENTS.....	v
RÉSUMÉ.....	vi
ABSTRACT.....	xi
TABLE DES MATIÈRES.....	xvi
LISTE DES TABLEAUX.....	xxii
LISTE DES FIGURES.....	xxiv
LISTE DES SIGLES.....	xxx
 CHAPITRE I: INTRODUCTION.....	 1
1.1 Objectifs.....	8
1.2 Structure de la thèse.....	9
 CHAPITRE II: REVUE DE LA LITTÉRATURE.....	 10
2.1 Études réactionnelles.....	10
2.2 Études hydrodynamiques	13
2.3 Tube de montée ou ‘riser’.....	16
2.3.1 Zone d’accélération.....	18

2.4 Modèle d'écoulement diphasique unidimensionnel.....	21
2.5 Paramètres du modèle hydrodynamique.....	27
2.5.1 Facteur de frottement gaz-paroi.....	27
2.5.2 Facteur de frottement particule-paroi.....	28
2.5.3 Échange de quantité de mouvement et coefficient de traînée.....	29
2.6 Zone de sortie	36
2.6.1 Conclusion.....	38
CHAPITRE III: MÉTHODOLOGIE.....	40
3.1 Méthode analytique	41
3.1.1 Facteur de frottement particule-paroi.....	43
3.1.2 Coefficient de traînée.....	44
3.2 Matériel et méthode.....	46
3.2.1 Traçage par particule radioactive.....	49
3.2.2 Sonde à fibre optique.....	51
3.2.3 Sonde de prélèvement solide.....	52
CHAPITRE IV: SYNTHÈSE DES ARTICLES.....	54
CHAPITRE V: FACTEUR DE FROTTEMENT PARTICULE-PAROI	
DANS LES ÉCOULEMENTS ASCENDANTS SOLIDE-GAZ.....	57

5.1 Présentation de l'article 'Wall Surface Effects On Particle-Wall Friction Factor in Upward Gas Solid Flows'	57
5.2 Abstract.....	59
5.3 Introduction.....	60
5.4 Experimental setup and procedure.....	65
5.5 Measurement technique.....	67
5.6 Results and discussion.....	69
5.6.1 Variation of particle-wall friction factor versus riser height.....	69
5.6.2 Variation of particle-wall friction factor versus gas superficial velocity.....	74
5.6.3 Variation of particle-wall friction factor versus the total pressure drop	76
5.6.4 Comparison of different results.....	78
5.6.5 Variation of particle-wall friction factor versus roughness of the wall surface.....	79
5.7 Conclusion.....	83
5.8 References.....	85

CHAPITRE VI: CALCUL DU COEFFICIENT DE TRAÎNÉE DANS LES ÉCOULEMENTS ASCENDANTS SOLIDE-GAZ..... 88

6.1 Présentation de l'article, 'Effective Drag Coefficient Investigation In the Acceleration Zone of an Upward Gas-Solid Flow'	88
--	----

6.2 Abstract.....	90
6.3 Introduction.....	91
6.4 Particle motion through fluids.....	94
6.5 Experimental setup.....	96
6.6 Measurement technique and procedure.....	98
6.7 Results and discussion.....	100
6.7.1 Model equations.....	102
6.8 Comparison of model results and experimental data.....	103
6.9 Conclusion.....	105
6.10 References.....	108

CHAPITRE VII: EFFET DE LA GÉOMÉTRIE DE SORTIE SUR LE COMPORTEMENT DU SOLIDE DANS LE RISER D'UN RLFCI.....	129
7.1 Présentation de l'article, 'The Effect of Exit Geometry on the Hydrodynamics of the Internal Circulating Fluidized Bed Riser'.....	129
7.2 Abstract.....	131
7.3 Introduction.....	132
7.4 Experimental setup.....	136
7.5 Measurement technique.....	140
7.6 Results and discussion.....	144
7.6.1 Axial solid hold-up profiles at the ICFB riser.....	146

7.6.2 Impact of separator devices.....	149
7.6.3 Comparison of different ICFB riser exit geometries.....	152
7.6.3.1 Solid residence time distribution at the riser exit.....	152
7.6.3.2 Reflux ratio.....	156
7.7 Conclusion.....	158
7.8 References.....	160

CHAPITRE VIII: EFFECT DE L'ÉCHELLE SUR L'HYDRODYNA-	
MIQUE DES LITS FLUIDISÉS.....	163
8.1 Présentation de l'article, 'Scale Effects On Fluidized Bed	
Hydrodynamics'.....	163
8.2 Abstract.....	165
8.3 Introduction.....	166
8.4 Experimental setup.....	169
8.5 Measurement techniques.....	171
8.6 Results.....	172
8.6.1 Fiber optic results.....	172
8.6.2 RPT results.....	176
8.7 Discussion and conclusion.....	182
8.8 References.....	185

CHAPITRE IX: DISCUSSION GÉNÉRALE.....	189
CHAPITRE X: CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS.....	195
RÉFÉRENCES.....	199

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1	Résumé des conditions opératoires des travaux réalisés en LFCI.....	15
Tableau 2.2	Conditions opératoires de certains travaux tenant compte de l'accélération du solide.....	20
Tableau 2.3	Facteur de frottement gaz-paroi.....	27
Tableau 2.4	Expression de la contrainte de cisaillement.....	28
Tableau 2.5	Facteur de frottement particule-paroi.....	29
Tableau 2.6	Coefficient de transfert de quantité de mouvement.....	31
Tableau 2.7	Coefficient de traînée.....	33
Tableau 2.8	Résumé de quelques travaux effectués sur la zone de sortie du riser.....	38
Tableau 3.1	Caractéristiques des matériaux utilisés.....	41
Table 5.1	Correlations for shear expression.....	61
Table 5.2	Particle-wall friction factor correlations reported in the literature.....	62
Table 5.3	Physical properties of the bed material.....	67
Table 6.1	Gas-solid momentum transfer coefficient.....	124
Table 6.2	Drag coefficient correlations.....	125
Table 6.3	Physical properties of the bed material.....	128

Table 7.1	Different studies reporting the exit effect on CFB risers.	134
Table 7.2	Different experiment runs.....	139
Table 8.1	Summary of experimental conditions.....	171

LISTE DES FIGURES

Figure 1.1	Schéma simplifié d'une unité à lit fluidisé circulant interne.....	2
Figure 3.1	Trajectoires du solide dans l'unité expérimental.....	42
Figure 3.2	Bilan de quantité de mouvement autour d'une particule.	44
Figure 3.3	Schéma du pilote froid.....	47
Figure 3.4	Schéma des différentes géométries de sortie.....	48
Figure 3.5	Diagramme descriptif du dispositif expérimental de traçage par particule radioactive sur une section d'un LFCI.....	50
Figure 3.6	Sonde à fibre optique.....	51
Figure 3.7	Sonde de prélèvement solide.....	53
Figure 5.1	Schema of particle-wall collision.....	64
Figure 5.2	Experimental setup.....	65
Figure 5.3	Particle-wall friction factor distributions in different segments of the riser	68
Figure 5.4	Particle-wall friction factor versus height of the riser (sand particles).....	69
Figure 5.5	Particle-wall friction factor versus height of the riser (alumina particles).....	70

Figure 5.6	Particle-wall friction factor versus height of the riser at different sampling times	72
Figure 5.7	Variation of the angle between the particle and gas flow fields versus time.....	73
Figure 5.8	Particle-wall friction factor versus gas superficial velocity	75
Figure 5.9	Total pressure drop and solid hold-up in the ICFB riser at different gas superficial velocity	76
Figure 5.10	Particle-wall friction factor versus total pressure drop in the ICFB riser	77
Figure 5.11	Particle-wall friction factor versus particle velocity in the riser (sand particles).....	78
Figure 5.12	Particle-wall friction factor versus gas superficial velocity (Alumina particles).....	80
Figure 5.13 (a)	Particle-wall friction factor area versus particle velocity	81
Figure 5.13 (b)	Particle-wall friction factor area versus $(U-U_{mf})$	82
Figure 5.14	Particle-wall friction factor versus gas superficial velocity	83
Figure 6.1	Force balance.....	113
Figure 6.2	Experimental setup.....	114
Figure 6.3	Particle size distributions (a) Sand particles, (b)	

	Alumina particles.....	115
Figure 6.4	Effective drag coefficient versus particle Reynolds number (sand particles).....	116
Figure 6.5	Effective drag coefficient versus particle Reynolds number (alumina particles).....	117
Figure 6.6	Comparison of different drag coefficients correlation versus Re_p	114
Figure 6.7	Correlated experimental data, C_D versus Re_p	119
Figure 6.8	A comparison of the numerical simulation of a one-dimensional two-phase flow model and experimental data ($U=4.2\text{m/s}$, $G_s=50\text{kg/m}^2.\text{s}$, $D=0.4\text{m}$, $d_p=120 \cdot 10^{-6}\text{m}$, $\rho_s=2600\text{kg/m}^3$).....	120
Figure 6.9	A comparison of the numerical simulation of a one-dimensional two-phase flow model and experimental data ($U=5.8\text{m/s}$, $G_s=29\text{kg/m}^2.\text{s}$, $D=0.2\text{m}$, $d_p=175 \cdot 10^{-6}\text{m}$, $\rho_s=2145\text{kg/m}^3$).....	121
Figure 6.10	A comparison of the numerical simulation of a one-dimensional two-phase flow model and experimental data from Pugsley and Berutti (1996) ($U=8.5 \text{ m/s}$, $D=0.05 \text{ m}$, $G_s=240 \text{ kg/m}^2.\text{s}$, $d_p=208 \cdot 10^{-6} \text{ m}$, $\rho_s=2580 \text{ kg/m}^3$).....	122

Figure 6.11	A comparison of pressure drop predicted by the model, using the drag coefficient proposed in this work in conjunction with different friction factor correlations, to the experimental data from Pugsley and Berutti (1996) .	123
Figure 7.1	Experimental setup.....	136
Figure 7.2	Different exit geometries studied.....	138
Figure 7.3	The iso-kinetic conditions.....	142
Figure 7.4	Sampling time impact.....	142
Figure 7.5	Parity curve.....	143
Figure 7.6	Pressure drop change with different exit configurations.	144
Figure 7.7	Relative pressure drop change with different exit configurations.....	145
Figure 7.8	Axial solid hold-up profiles along the ICFB riser at several gas superficial velocities.....	147
Figure 7.9	Two-dimensional solid hold-up profiles along the ICFB riser at several gas superficial velocities; $U_g = 6$ m/s, (b) $U_g = 8$ m/s.....	148
Figure 7.10	Illustrative schematic of stream lines in short tube	149
Figure 7.11	Axial solid hold-up profiles along the ICFB riser with different exit geometries; $U_g = 6$ m/s, (b) $U_g = 8$ m/s.....	151
Figure 7.12 (a)	Solid residence time distributions at several gas	

	superficial velocities (Without a separator device).....	153
Figure 7.12 (b)	Solid residence time distributions at several superficial velocities (With a separator device).....	154
Figure 7.13	Solid residence time distributions of different exit geometries; (a) $U_g=6$ m/s, (b) $U_g=8$ m/s, (c) $U_g=10$ m/s..	156
Figure 7.14	Comparison of different k_m corresponding to different ICFB riser exit geometries at several gas velocities.....	157
Figure 8.1	Schematic illustration of the fluidized bed and detectors	170
Figure 8.2 (a)	Particle size distribution of sand particles.....	170
Figure 8.2 (b)	Particle size distribution of alumina particles.....	170
Figure 8.3	Radial solid hold-up profiles at $Z=0.360$ m above the distributor on the intermediate bed diameter (sand particles).....	172
Figure 8.4	Average cross-section axial solid hold-up profiles at different gas superficial velocities on the intermediate bed diameter (sand particles).....	173
Figure 8.5	Radial solid hold-up profiles at different levels above the distributor on the intermediate bed diameter (sand particles).....	174
Figure 8.6	Radial solid hold-up profiles at different levels above the distributor on the small bed diameter (sand	

	particles).....	175
Figure 8.7	Radial solid hold-up profiles on the intermediate bed diameter at different levels above the distributor for $U=0.38\text{m/s}$ (sand particles).....	176
Figure 8.8	Radial solid hold-up profiles on the small bed diameter at different levels above the distributor for $U= 0.38\text{m/s}$ (sand particles).....	178
Figure 8.9	Radial solid hold-up profiles on the very small scale at different levels above the distributor for $U=0.38\text{m/s}$ (sand particles).....	179
Figure 8.10	Axial solid hold-up profiles in the three scales at $U=0.38\text{m/s}$ (sand particles).....	180
Figure 8.11	Radial solid hold-up on the intermediate bed diameter at different levels above the distributor for gas superficial velocities $U=0.30\text{m/s}$ and $U=0.53\text{m/s}$ (alumina particles).....	181
Figure 8.12	Radial solid hold-up on the small bed diameter at different levels above the distributor for gas superficial velocities $U=0.30\text{m/s}$ and $U=0.53\text{m/s}$ (alumina particles).....	181

LISTE DES SIGLES

CHAPITRE V

A_p	Surface d'une particule sphérique, m^2
C_D	Coefficient de traînée
D	Diamètre de la colonne, m
L	Longueur de la colonne, m
R	Rayon du tube de montée, m
Re_p	Reynolds, $Re_p = \frac{\rho_f u_s d_p}{\mu}$
Re_{pt}	Reynolds, $Re_{pt} = \frac{\rho_f U_t d_p}{\mu}$
U	Vitesse superficielle du gas, m/s
U_{mf}	Vitesse Minimale de fluidisation, m/s
U_t	Vitesse terminale du solide, m/s
V_p	Volume d'une particule sphérique, m^3
W_s	Flux massique du solide, kg/s
W_g	Flux massique du gaz, kg/s
d_p	Diamètre moyen des particules, microns
f_s	Facteur de frottement particule-paroi
r	Distance du centre du riser, m
t	Temps, s

u_g	Vitesse du gaz, m/s
v_s	Vitesse du solide, m/s

Lettres grecques

ρ_f	Densité du fluide, kg/m ³
ρ_s	Densité du solide, kg/m ³
ε	Fraction du vide

CHAPITRE VI

A_p	Surface de la particule, m ²
C_D	Coefficient de traînée
D	Diamètre du riser, m
DP/DZ	Perte de charge, Pa/m
G_s	Flux massique du solide, kg/m ² s
Re	Reynolds, $Re = \frac{\rho_g U D}{\mu}$
Re_s	Reynolds, $Re_s = \frac{\rho_g d_p \varepsilon (u_g - u_p)}{\mu}$
Re_p	Reynolds, $Re_p = \frac{\rho_g d_p u_p}{\mu}$

$Re_{p,t}$	Reynolds, $Re_{p,t} = \frac{\rho_g d_p u_t}{\mu}$
U	Vitesse superficielle du gaz, m/s
V_p	Volume de la particule, m^3
c	Sphéricité, $\pi d_A / P_p$
d_A	Diamètre moyen des particules, $\sqrt{4A_p / \pi}$, m
d_p	Diamètre moyen des particules, $\sqrt[3]{6V_p / \pi}$, m
f	Facteur de frottement particule-paroi
g	L'accélération gravitationnelle, m/s^2
u_g	Vitesse du gaz, m/s
u_r	Vitesse relative ($u_g - u_p$), m/s
u_{r0}	Vitesse relative ($u_g - u_p$) _{t=0} , m/s
u_p	Vitesse de la particule, m/s
t	Temps, s
x_i	Fraction du solide

Lettres grecques

ρ_s	Densité du solide, kg/m^3
ρ_g	Densité du gaz, kg/m^3
μ	Viscosité du gaz, Pa.s

γ	Viscosité cinématique, m^2/s
τ	Temps de relaxation des particules $\tau = \frac{d_p^2 \rho_s}{18\mu}$, s
ε	Fraction du vide
ε_s	Fraction du solide
β	Coefficient de transfert de quantité de mouvement
λ	Facteur de frottement gaz-paroi, $\lambda = \frac{0.0791}{\text{Re}^{0.25}}$

CHAPITRE VII

D	Diamètre du Riser, m
G_s	Flux massique du solide, $\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$
H	Hauteur du Riser, m
H_p	Distance entre l'extrémité du riser et le séparateur, m
U_g	Vitesse superficielle du gaz, m/s
R_f	Facteur de réfraction, Flux massique descendant/Flux massique ascendant
d_p	Diamètre moyen des particules, μm
g	L'accélération gravitationnelle, m/s^2
k_m	Facteur de reflux, Flux massique descendant/Flux massique circulant
t	Temps, s

Lettres grecques

ρ_s Densité du solide, kg/m^3

ε_s Fraction du solide

CHAPITRE VIII

D Diamètre de la colonne, m

d_p Diamètre des particules, m

H Hauteur du lit, m

r Distance du centre du lit, mm

U Vitesse superficielle du gaz, m/s

Lettres grecques

ρ_p Densité des particules, kg/m^3

ρ_g Densité du gaz, kg/m^3

μ Viscosité du gaz, Pa. s

g L'accélération gravitationnelle, m.s^{-2}

ε Fraction du vide

Chapitre I

1. INTRODUCTION

La technologie du lit fluidisé a connu et connaît toujours un grand succès dans différentes applications telles que l'incinération, la gazéification, le transfert de chaleur ainsi que de nombreuses transformations chimiques. Plusieurs autres types d'unités de fluidisation ont été dérivés du lit fluidisé conventionnel et ont connu le même essor, comme le lit à jet pour le séchage et le lit fluidisé circulant pour le craquage catalytique des coupes pétrolières. Par contre, le réacteur fluidisé à recirculation ou réacteur à lit fluidisé circulant interne (LFCI) n'a pas connu le même succès, pour des raisons qui seront explicitées plus loin.

Le réacteur à LFCI (Figure 1.1) a été développé vers la fin des années soixante, au moment où le besoin de nouvelles sources énergétiques autre que le pétrole est devenu une nécessité. À l'époque, beaucoup de travaux ont été effectués dans ce type de réacteurs compacts, dans le but d'étudier la faisabilité et l'efficacité de quelques applications comme la combustion et la gazéification du charbon (Yaverbaum, 1977). Depuis, ce type de réacteurs à lit fluidisé a beaucoup évolué et a connu plusieurs améliorations. Ainsi, en plus de combiner les avantages du Lit Fluidisé Circulant (LFC), le LFCI présente de nombreuses autres attractions tels que : une géométrie compacte à zones adjacentes (zone annulaire et zone riser), des temps de séjours très

courts dans le riser (de l'ordre des millisecondes), et une meilleure efficacité énergétique.

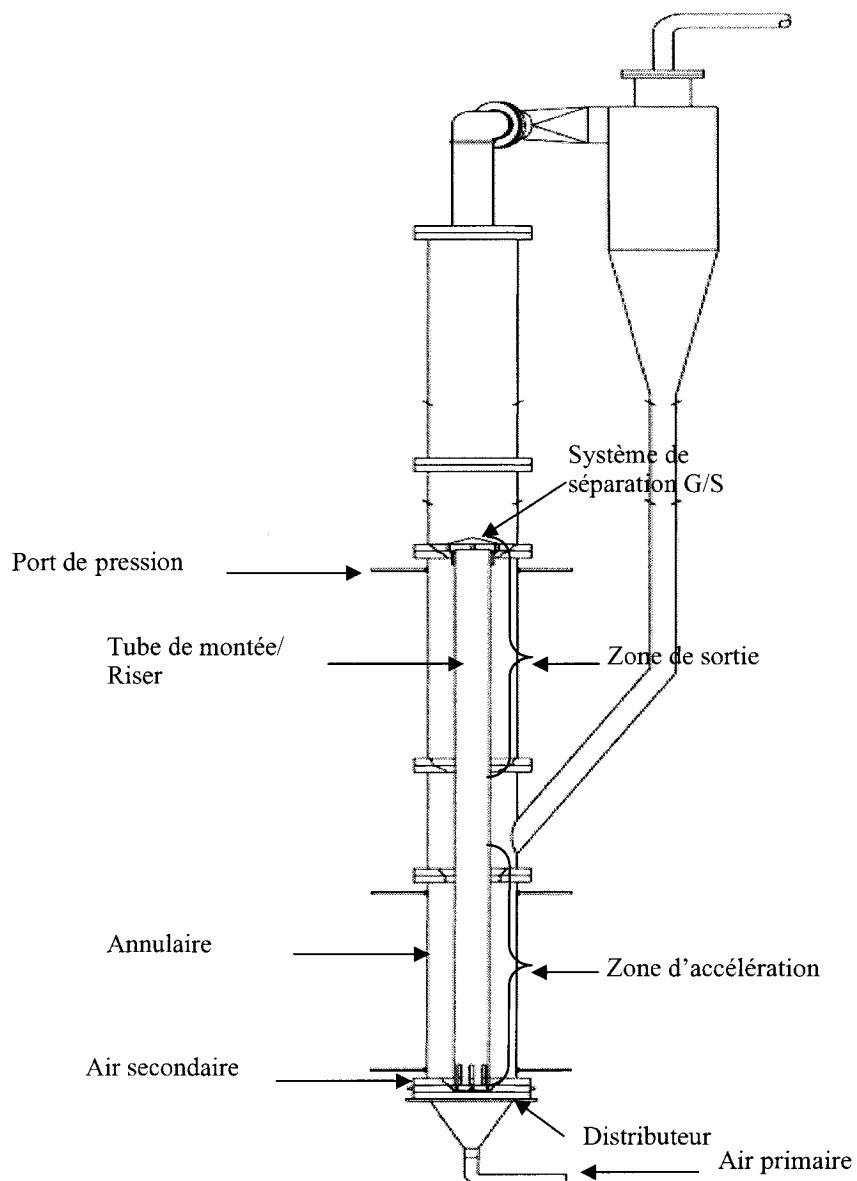


Figure 1.1 : Schéma simplifié d'une unité à lit fluidisé circulant interne

Dans les circonstances actuelles de problèmes environnementaux, et du désir croissant d'indépendance énergétique des sources conventionnelles, l'intérêt pour ce type de réacteur est devenu de plus en plus considérable. En effet, le réacteur à LFCI avec ses caractéristiques de réacteur à deux zones compactes et communicantes, peut devenir la nouvelle génération des réacteurs à lits fluidisés pour des applications de gazéification et de pyrolyse, où une grande partie des problèmes environnementaux sont réglés, en même temps, donnant accès à de nouvelles sources énergétiques.

En 1998 Mukadi, lors de son projet de doctorat, a modélisé et simulé le réacteur à LFCI pour une application de traitement thermique des déchets industriels par combustion. Le modèle développé par Mukadi et al. (1999) est de type unidimensionnel où les frottements solide-paroi et gaz-paroi sont négligés. Alors que dans des conditions d'opération similaires, Kmiec et al. (1987), Breault et Mathur (1989) et autres, ont montré l'impact de telles forces de frottements sur le comportement du réacteur. Kim et al. (2000) dans le cadre d'un projet de gazéification, ont proposé un modèle mathématique pour la gazéification du charbon dans un type d'unité similaire. Ils ont considéré le riser parfaitement mélangé, et ont utilisé des corrélations empiriques pour déterminer le rendement en gaz lors de la phase pyrolyse du charbon.

Une autre application intéressante, est la désulfurisation dans un réacteur à LFCI. Celle-ci a été plus efficace dans le LFCI que dans le lit fluidisé. Le mode d'alimentation séparée du gaz dans le LFCI donne une marge de manœuvre plus

importante pour un point d'opération optimal, avec un bon contrôle du temps de séjour dans le riser. Ainsi en 2002, Chu et Hwang (2002) ont utilisé le réacteur à LFCI pour la désulfurisation, et ont qualifié cette opération de très efficace, vu l'effet important de l'attrition des particules qui permet d'éviter l'enrobage de l'adsorbant et par conséquent, augmenter ses capacités d'adsorption dans ce type de réacteur.

À l'exception du travail de Marschall et Mleczko (1999) où ils ont utilisé des simulations en dynamique des fluides pour étudier certains aspects hydrodynamiques du LFCI, et le travail de doctorat de Milne (1994), aucune étude proprement hydrodynamique n'a encore été réalisée dans ce genre d'unité. Milne (1994) a étudié, au moyen des expériences menées dans une unité semi-cylindrique en plexiglas à LFCI, l'effet de plusieurs variables sur l'écoulement du mélange solide-gaz à l'intérieur de l'unité comme : les débits gazeux principaux et auxiliaires dans l'unité, le diamètre des orifices de recirculation du solide, la taille et la densité des particules.

La compréhension des phénomènes physiques qui se déroulent à l'entrée et à la sortie d'un riser, que ça soit dans le riser d'un LFCI ou dans le riser d'un LFC, reste toujours un défi à relever. Dans la plupart des systèmes opérants en régimes pneumatique ou rapide, la zone d'entrée caractérisée par une phase de fortes accélérations des particules solides, est souvent considérée négligeable devant la hauteur totale du riser. L'impact de la phase d'accélération des particules sur l'écoulement solide-gaz, n'apparaît pas très important dans les systèmes de longs risers Mais dans les systèmes de courts risers

comme dans le cas d'un LFCI, cette phase peut avoir un impact considérable sur le comportement hydrodynamique du LFCI et par conséquent, sur l'évaluation des paramètres tels que les coefficients de traînée et de frottement particule-paroi, paramètres qui sont habituellement calculés dans des zones à régime établi.

Dans de nombreuses transformations chimiques où des réactions secondaires prennent part, telles que le procédé de craquage catalytique (FCC) et la déshydrogénation du propane, la zone de dégazage ou de 'stripping' à la sortie, est très importante. L'effet de la géométrie de sortie du riser et de la zone de sortie sur le comportement du solide dans le riser reste toujours un sujet de débat actif au sein de la communauté scientifique. Ceci dit, la conception d'un système fluidisé circulant s'est avérée incomplète sans une attention particulière pour cette partie du riser. Une bonne conception de cette zone permet une meilleure séparation solide-gaz tout en contrôlant le taux de reflux dans le riser. Tant que la séparation solide-gaz est lente et moins efficace, le procédé devient inefficace et le rendement insatisfaisant.

Pour une éventuelle mise à l'échelle industrielle d'un LFCI, Mleczko et Marschall (1997) ont suggéré le concept du LFCI à multitubes avec des risers moins longs et de petits diamètres. C'est une configuration qui respecte le principe de fonctionnement d'un réacteur à LFCI à savoir un réacteur solide-gaz à temps de contact très court. Dans ce contexte, la compréhension de l'effet du diamètre du riser sur l'hydrodynamique des systèmes solide-gaz devient indispensable. Des variations en rendement et en

sélectivité ont été notées lors du passage d'une échelle à une autre (Glicksman, 1998, van der Meer, 1999 et Xu et al., 2000), phénomènes qui ont été attribués et expliqués par l'effet du diamètre, mais sans pousser plus loin pour voir comment le profil solide est affecté en conséquence.

Vu la rareté des travaux expérimentaux sur l'hydrodynamique des LFCI, beaucoup d'efforts ont été fournis pour modéliser ce type de réacteur, en s'inspirant des travaux antérieurs réalisés sur des unités similaires et principalement les LFC. Ce manque de travaux peut s'expliquer par l'incapacité des méthodes de diagnostics conventionnelles (utilisant différents types de sondes) à caractériser localement sans intrusion le comportement hydrodynamique des géométries internes et complexes en général. Malheureusement une extrapolation des résultats obtenus sur les LFC pour les LFCI n'est pas toujours possible. La géométrie particulière du riser (court - 1 à 2 m de hauteur - et petit diamètre - entre 4 et 7 cm) et la présence d'une chicane de séparation solide-gaz au bout du riser, font en sorte que le riser ne présente pas forcément la même structure hydrodynamique que le LFC. (Voir Figure 1.1).

Ceci nous amène à nous poser les questions suivantes :

- Est-ce que les modèles hydrodynamiques développés et validés pour le LFC sont transposables au LFCI?
- Est ce que les expressions établies sont toujours valides dans les conditions d'un régime rapide et d'un riser moins long?

- Est ce que les expressions développées pour les coefficients de frottement solide-paroi et de traînée sont toujours valides dans un système où la zone d'accélération s'étale sur une grande partie du riser?
- Comment le système de séparation solide-gaz affecte le comportement de l'écoulement dans la zone de sortie?

Ce projet entre dans le cadre du développement d'une technologie innovatrice (LFCI). Bien comprendre et maîtriser cette technologie, permettra de se positionner sur la scène mondiale avec une technologie viable, qui permet de résoudre certains problèmes environnementaux tout en générant de l'énergie (application à la gazéification et à la pyrolyse). Ceci est possible si l'hydrodynamique des LFCI est bien connue sur la base de travaux expérimentaux et non sur des analogies et des hypothèses de similarités avec les LFC. Cela peut aider énormément à améliorer les rendements et les performances des LFCI.

Afin de répondre aux questions posées plus haut et de bien définir le contexte de ce travail, le paragraphe suivant présente les objectifs de ce travail.

1.1 Objectifs

L'objectif principal de ce projet est de bien comprendre et de déterminer certains aspects indispensables pour une éventuelle modélisation hydrodynamique du LFCI, comme les échanges de quantité de mouvement entre phases et les interactions entre la phase particulaire et la paroi.

Afin de bien cerner l'objectif principal, les sous objectifs suivants ont été fixés :

- Calculer le coefficient de traînée C_D dans un système fluidisé où les conditions opératoires sont similaires à celles d'un LFCI et où la zone d'accélération est considérée.
- Déterminer le facteur de frottement particule-paroi dans un LFCI.
- Étudier et analyser l'effet de la géométrie de sortie sur le comportement hydrodynamique du riser d'un LFCI.
- Quantifier et étudier l'effet du diamètre de la colonne sur le comportement hydrodynamique d'un mélange solide-gaz.

Les résultats expérimentaux de ce projet sont les premiers du genre dans ce type d'unité pour la raison énoncé plus haut (accès difficile au riser, ce qui rend l'utilisation des techniques de mesures conventionnelles impossibles). Les corrélations et expressions proposées lors de ce travail avec les résultats expérimentaux peuvent servir au

développement de futures unités à LFCI et aux personnes qui font de la dynamique des fluides pour valider leurs codes de calculs sur des géométries assez complexes.

1.2 Structure de la thèse

Ce document est reparti en dix chapitres principaux. Après cette introduction au réacteur à LFCI, le second chapitre consiste en une revue de la littérature de tous ce qui a été fait sur ce type d'unité, plus spécifiquement sur la zone d'accélération et la zone de sortie.

Afin d'atteindre les objectifs fixés et répondre aux questions présentées ci-haut, une méthodologie est proposée avec une description du matériel utilisé pour cette étude dans le troisième chapitre. Par la suite dans le quatrième chapitre, une synthèse des articles faisant le corps de la thèse est présentée. Dans les cinquième et sixième chapitres, les articles sur les paramètres calculés à savoir le coefficient de frottement particule-paroi et le coefficient de traînée sont présentés. Les effets de la géométrie de sortie et le diamètre de la colonne sur l'écoulement solide-gaz sont rapportés dans les septième et huitième chapitres. Une discussion générale est présentée au neuvième chapitre, suivie d'une conclusion et de recommandations au dixième chapitre.

Chapitre II

2. REVUE DE LITTÉRATURE

La technologie de fluidisation connaît un grand succès dans l'industrie, et ça grâce en partie au support apporté par des travaux de recherche réalisés pendant les dernières décennies. De ce fait, les travaux liés aux réacteurs à lit fluidisé peuvent être classés en deux catégories :

- études réactionnelles où une transformation chimique quelconque est étudiée à l'intérieur de l'unité;
- études hydrodynamiques où le comportement physique est mis en considération.

Cette classification sera retenue le long de ce chapitre afin de passer en revue les différents travaux réalisés sur les LFCI et parfois sur les LFC, lorsque cela s'avérera utile.

2.1 Études réactionnelles

Les travaux réactionnels réalisés dans les réacteurs à LFCI sont relativement nombreux par rapport à ceux effectués sur l'hydrodynamique de ces derniers, et ceci dans différentes applications. Les plus importantes sont citées ci-dessous.

Le design compact et l'emplacement du riser en particulier, assurent une meilleure conservation d'énergie, ce qui incite les chercheurs à utiliser le LFCI pour leurs applications énergétivore. Cependant, cette conception complique le travail des hydrodynamiciens, en rendant l'accès au riser très difficile voire impossible avec les techniques de diagnostics conventionnelles (différentes sortes de sondes).

Milne et al. (1994) ont étudié la faisabilité d'un procédé de valorisation des huiles lourdes en provenance d'Alberta, dans un réacteur à LFCI dont le diamètre et la hauteur du riser mesuraient 3.49 cm et 115 cm respectivement. Les résultats étaient très prometteurs. Une évaluation économique de cette technologie a donné l'avantage au procédé utilisant le LFCI au détriment des autres procédés tels que le lit à jet et le lit fluidisé. Quatre ans plus tard, Mleczko et al. (1997), pour une application d'oxydation, ont évalué les performances d'un réacteur à LFCI dont le riser faisait 1.9 cm de diamètre et 20.5 cm de hauteur. Dans la même étude, ils ont comparé les performances du réacteur à LFCI à celles d'un réacteur à lit fluidisé conventionnel et aussi à celles d'un réacteur à lit à jet pour le couplage ``oxydant du méthane au C₂-hydrocarbure`` sur un catalyseur ``La₂O₃/CaO``. Le rendement et la sélectivité obtenus dans le LFCI étaient très proches de ceux obtenus dans les autres unités.

Lors de cette comparaison, l'avantage est donné au réacteur à LFCI puisque à haute température ce dernier opère de manière très stable ce qui n'est pas le cas avec le réacteur à lit à jet.

Plus tard en 1999, Mukadi, lors de son travail de doctorat, a modélisé et a simulé le réacteur à LFCI pour une éventuelle application au traitement thermique des déchets industriels, par voie de la combustion. Le modèle développé par Mukadi et al. (1999) est de type unidimensionnel où les frottements solide-paroi et gaz-paroi sont négligés. Cependant, et dans des conditions d'opération similaires, Kmiec et Leschonski (1987), Breault et Mathur (1989), Garic et al. (1995) et autres, ont montré qu'il y avait un impact des forces de frottements négligées dans le modèle de Mukadi et al. (1999) sur le comportement du réacteur.

Dans le cadre de la gazéification, Kim et al. (2000) ont proposé un modèle mathématique pour la gazéification du charbon dans le même type d'unité, à savoir, le réacteur à LFCI. Ils ont considéré le riser parfaitement mélangé, et ont utilisé des corrélations empiriques pour déterminer le rendement en gaz lors de la pyrolyse du charbon.

Dans d'autres applications, en plus du traitement thermique des déchets et la gazéification du charbon, la désulfurisation a été trouvée plus efficace dans un réacteur à LFCI que dans le lit fluidisé conventionnel. Le mode d'alimentation séparée du gaz dans le LFCI offre une marge de manœuvre plus importante pour un point d'opération optimal, tout en offrant un bon contrôle du temps de séjour dans le riser. Effectivement, en 2002, Chen et Hwang ont utilisé le réacteur à LFCI pour la désulfurisation. Ils ont qualifié cette opération de très efficace vu l'effet important de l'attrition des particules

qui permet d'éviter l'enrobage de l'adsorbent, et en conséquence, augmente les capacités d'adsorption des particules.

2.2 Études hydrodynamiques

À l'exception du travail de Marschall et Mleczko (1999) où ils ont utilisé des simulations des fluides en mode dynamique pour étudier certains aspects hydrodynamiques du LFCI, aucune étude proprement hydrodynamique n'a encore été réalisée dans ce genre d'unité. Parmi les rares travaux réalisés sur ce type de réacteur, on cite celui de Milne (1994), seul travail expérimental jusqu'à présent. Il a étudié au moyen des expériences menées dans une unité semi-cylindrique en plexiglas à LFCI, l'effet de plusieurs variables sur l'écoulement du mélange solide-gaz à l'intérieur de l'unité, telles que, le débit de gaz principal et auxiliaire dans l'unité, le diamètre des orifices de recirculation du solide, le diamètre du riser, et aussi la taille et la densité des particules. Milne (1994) a constaté l'effet important que joue le débit solide circulant à l'intérieur de l'unité sur le comportement hydrodynamique du réacteur. Ainsi, il a calculé le débit solide circulant aux travers des orifices à l'entrée du riser à l'aide d'une corrélation proposée par Crewdson et al. (1977) permettant le calcul du débit solide à travers une trémie.

Dans les différents travaux effectués sur les LFCI ou sur les LFC, que ce soit réactionnel ou hydrodynamique, le débit de solide en circulation a été identifié comme variable clé dans le comportement hydrodynamique des lits circulants. À titre d'exemple, Lech (2001) a trouvé que cette propriété (flux solide) est très significative pour le bon fonctionnement d'une unité à LFC. En 2001, Alappat et Rane, de ce fait, ont proposé une méthode pour le calcul du débit solide circulant dans le lit à jet doté de tube central. Dans leur travail, une liste de plusieurs références traitant le même problème s'y trouve.

Dans cette optique, Namkung et al. (2001) ont présenté une méthode pour calculer le débit de solide circulant dans le riser. Leur travail est effectué dans la même unité utilisée par Mukadi (1999), mais en adoptant certaines hypothèses concernant le modèle mathématique proposé par ce dernier. Cette méthode utilise la formule du coefficient de glissement solide-gaz développée par Patience et Chaouki (1993).

Il est à noter que cette formule est développée pour les zones à régime établi, ce qui n'est pas le cas du riser d'un LFCI que lui est pratiquement une zone d'accélération (1.2 m de hauteur).

Avec ces travaux réalisés dans le LFCI on constate :

1. une grande flexibilité et un potentiel important de ce type de réacteur;
2. un manque de travaux liés à l'hydrodynamique de ce type d'unité.

Rappelons que les seuls travaux hydrodynamiques réalisés sur le LFCI sont de type simulation (CFD), qui n'ont jamais été validés par des résultats expérimentaux, ou par visualisation dans des unités semi-cylindriques.

Le tableau 2.1 résume les conditions opératoires des travaux, réactionnels et hydrodynamiques, présentés en haut.

Tableau 2.1 Résumé des conditions opératoires des travaux réalisés en LFCI

Auteurs	D [cm]/H [cm]		Débit / vitesse du gaz	
	Riser	Annulaire	Primaire	Secondaire
Milne (1994)				
- Maquette à froid (semi-cylindrique);	3.1/90 et 4.4/90	3.49/107	2.41 à 9.13	3 à 7[sL/s]
- Maquette à chaud.	20/120	15.2/123	2 à 6	2 à 7[sL/s]
Mukadi et al. (1999)	7.8/150	35.5/250	7.8 à 11.4 [m/s]	
Namkung et al. (2001)	7.8/150	35.5/250	3 à 8 [m/s]	
Mleczko et Marschall (1997)	1.9/20.5(rectangulaire)	5/45	0.1 à 2 [m/s]	
Marschall et Mleczko (1999)	1.9/20.5(rectangulaire)	5/45	1-16 [m/s]	
Kim et al. (2000)	10/90	30/270	0.77 à 1.37	1.3 à 3.6[sL/s]
Chu et Hwang (2002)	4/30	9/250	0.27 à 0.72	0.08 à 0.16

Le réacteur à LFCI, tout comme le réacteur à lit à jet mené de tube central, est conçu de façon à distinguer deux zones principales. Les deux zones sont délimitées par le tube central et sont caractérisées par des comportements hydrodynamiques diamétralement opposés:

- une zone riser, caractérisée par un régime rapide;
- une zone annulaire, souvent caractérisée par un lit mouvant.

La suite de ce chapitre portera sur le comportement hydrodynamique de la zone riser.

2.3 Tube de montée ou ‘riser’

Le riser est la partie centrale et ainsi, il constitue le cœur du réacteur à LFCI. Son rôle est aussi important que dans les autres unités de fluidisation à régime rapide. La géométrie du riser et les conditions opératoires auxquelles est soumis ce dernier, définissent le comportement hydrodynamique du réacteur.

Pour mieux comprendre et caractériser les structures d'écoulements dans cette zone du réacteur, les nombreux travaux effectués dans le cadre du lit fluidisé circulant LFC peuvent être très utiles (Grace, Avidan et Knowlton (1997)).

Les paramètres mesurés ou calculés dans un régime d'opération donné tels que la perte de charge, la porosité et les profils de vitesses gaz et solide, sont des paramètres cruciaux lors de la conception d'un système diphasique solide-gaz. L'existence de variations axiales importantes de la concentration volumique de solide est clairement mise en évidence dès les premières études expérimentales, alors que le profil radial du solide est supposé uniforme (Yerushalmi et al. 1979). Bierl et al. (1980) dans des conditions similaires à celles de Yerushalmi et al. (1979), ont montré qu'il existe des

variations radiales importantes du flux massique du solide. De nombreuses études expérimentales confirment ces observations et montrent que la structure de l'écoulement dans cette zone est du type cœur-anneau, mouvement ascendant d'une concentration diluée au centre et retour descendant concentré au paroi, (Rhodes et al. (1998), Bader et al. (1988), Karri et Knowlton (1999)).

Les régimes opératoires se regroupent dans trois grandes classes : le régime à bulle, le régime turbulent et le régime rapide. La quantité de travaux effectués sur ces différents régimes est considérable. Plusieurs travaux, parfois controversés, sont réalisés aux frontières de chaque régime. La caractérisation et la description de ces régimes ne seront pas développées dans ce travail.

Dans le cas du LFCI et celui du LFC, le régime d'écoulement est le régime rapide. Comme dans la plupart des systèmes opérants en régime rapide ou pneumatique, la phase d'accélération des particules solides est toujours considérée négligeable devant la hauteur totale du riser, ce qui n'est pas le cas dans les réacteurs à LFCI. La géométrie courte du riser et la présence d'une chicane de séparation solide-gaz dans le réacteur à LFCI, font en sorte que la zone riser n'a pas forcément la même structure hydrodynamique que dans le LFC. Cependant, pour bien représenter la zone riser et mieux la caractériser, on a suggéré la répartition de cette dernière en deux zones :

1. une zone d'entrée ou d'accélération;
2. une zone de sortie.

2.3.1 Zone d'accélération

Par zone d'accélération, on définit la partie du riser qui suit l'entrée du solide. La longueur de cette zone dépend de plusieurs facteurs tels que la vitesse du gaz, la concentration du solide et les propriétés physiques du solide.

La zone d'accélération n'est pas seulement spécifique au réacteur à LFCI. Elle est présente dans les différents systèmes de fluidisation, mais à des échelles variées. La géométrie courte et les grandes vitesses d'opérations dans le riser sont les deux paramètres qui font en sorte que la zone d'accélération dans les réacteurs à LFCI s'étale sur une grande proportion du riser. Alors que dans les LFC, cette zone est très courte en comparaison avec la hauteur totale du riser.

La zone d'accélération est d'une grande importance. La maîtrise des phénomènes mis en jeu dans cette partie, peut réduire les erreurs commises lors de la modélisation du riser. Si on considère que les équations de fermeture et les conditions initiales en général sont les principales sources d'erreurs, la zone d'accélération est la zone d'amplification de ces dernières. Plus la proportion de la zone est importante plus les erreurs commises sont considérables.

La fin des années soixante dix était la période la plus fructueuse en terme de travaux traitant cette partie, mais dans d'autres unités de fluidisation que le réacteur à LFCI. Ces travaux peuvent être classés en deux catégories :

1. travaux expérimentaux où la perte de charge, la fraction du vide, la concentration volumique en solide, et les distributions des vitesses solide et gaz sont étudiées en fonction des conditions opératoires dans le riser. Parmi les travaux les plus cités dans la littérature, on trouve le travail de Hariu et Molstad (1949); celui de Zenz (1949); le travail de doctorat de Kerker (1977); Littman et al. (1993) et Grbavcic et al. (1997) parmi d'autres.
2. travaux théoriques où les phénomènes mis en jeu dans le riser, y compris la zone d'accélération, sont modélisés et simulés. Ces travaux théoriques touchent en grande partie la modélisation et la simulation des écoulements diphasiques.

Dans le tableau 2.2, les caractéristiques des unités et les conditions opératoires dans lesquelles certaines de ces études ont été réalisées sont présentées.

Tableau 2.2 Conditions opératoires de certains travaux tenant compte de l'accélération du solide

	Longueur du tube [m]	Diamètre du tube [m]	Diamètre des particules [μm]	Vitesse d'entrée du gaz [m/s]	Vitesse [m/s] ou débit d'entrée du solide [$\text{kg}/\text{m}^2 \text{s}$]	Densité du solide [kg/m^3]
Études Expérimentales						
Harin et Molstad (1949)	0.81	0.00678	500	11.31	--	2641.7
Zenz F.A. (1949)	1.12	0.0445	1670	10.17	0.569	1098
Nakamura et Capes (1973)	9.144	0.0762	535; 1080; 1200; 2340; 2900.	--	0.15	2900; 2860; 7850; 7700.
Kerker L. (1977)	7.75	0.083	637	14.68; 22.19; 23.01; 23.04.	4.30; 5.40; 5.17; 8.62.	2870
Neuwall et al. (1997)	3	0.03	275-655	5.32 à 12.2	96; 298	3060-2900
Études Théoriques						
Grbavac et al. (1997)	4.4	0.03	1940	1.17U _i à 2.2U _i	1 à 10	2507
Arastoupour et Gidaspow (1979)	7.312	0.0762, 0.152, 0.305.	60	4 à 8	49.7, 119.5, 157, 212.1 $\text{kg}/\text{m}^2 \text{s}$	879.8
Kmieciak et Leschonski (1987)	8.15	--	1080	9.3; 17.75	246.03	--
Littman et al. (1993)	5.49	0.02845	1000	>6.78	--	2500

La modélisation hydrodynamique est la continuation d'un travail expérimental, et la littérature est riche en modèles. Des modèles qui varient du plus simple au plus complexe, dont la majorité sont validés par des résultats expérimentaux préalablement utilisés pour développer des relations empiriques ou semi-empiriques incorporées dans les modèles. Cependant dans la plupart des cas, ces modèles ne peuvent pas être généralisés.

Pour des raisons de simplicité, le modèle unidimensionnel est le plus utilisé dans ces études. Dans le paragraphe qui suit, les différents modèles élaborés sur ce sujet sont présentés.

2.4 Modèle d'écoulement diphasique unidimensionnel

L'approche d'écoulement diphasique unidimensionnel peut être définie comme une approche globale ou moyennée. La variation des paramètres de base tels que la pression, la concentration volumique en solide, et les vitesses du solide et du gaz est calculée le long du riser par la résolution d'un système unidimensionnel à quatre équations différentielles. Cette approche est la plus répandue pour étudier le comportement de l'écoulement solide-gaz dans le riser.

Les deux premières équations du système sont des équations de bilans de masses des deux phases solide et gaz. En régime permanent, ces dernières s'écrivent comme suit :

$$\frac{d(\varepsilon_s u_s \rho_s)}{dz} = 0 \quad (2.1)$$

$$\frac{d(\varepsilon u_g \rho_g)}{dz} = 0 \quad (2.2)$$

La troisième équation, est celle de conservation de quantité de mouvement du système solide-gaz donnée par l'expression suivante :

$$\rho_s \frac{d(\varepsilon_s u_s^2)}{dz} + \rho \frac{d(\varepsilon u^2)}{dz} = -\frac{dP}{dz} - (\varepsilon_s \rho_s + \varepsilon \rho)g - F_w - F_p \quad (2.3)$$

Le terme de gauche dans l'équation (2.3) représente les forces d'inerties agissantes sur le mélange solide-gaz, et le terme de droite décrit la pression, la force gravitationnelle, et les forces de frottements gaz-paroi et solide-paroi respectivement.

Pour ce qui est de la quatrième et dernière équation, on distingue quatre cas:

Cas A : Modèle à perte de charge en phase fluide de Soo et al. (1967) ou modèle à écoulement uniforme.

$$\rho_s u_s \frac{du_s}{dz} = F_s - \rho_s g \quad (2.4)$$

Cas B : Modèle à perte de charge en phase solide de Nakamura et Capes (1973) ou modèle à écoulement annulaire.

$$\rho_s u_s \frac{du_s}{dz} = F_s - \rho_s g - \frac{dP}{dz} \quad (2.5)$$

Cas C : Modèle de Deich et al. (1974).

$$\rho_s u_s \frac{du_s}{dz} = F_s - \rho_s g - \frac{dP}{dz} + \frac{P}{1-\varepsilon} \frac{d\varepsilon}{dz} \quad (2.6)$$

Cas D : Modèle à vitesse relative de Gidaspow (1976).

$$\frac{\rho_s}{2} \frac{d(u-u_s)^2}{dz} = F_s - \rho_s g \quad (2.7)$$

Nakamura et Capes (1973) ont étudié deux modèles, le modèle à écoulement annulaire et le modèle à écoulement uniforme. À partir du modèle d'écoulement uniforme, une expression est établie entre la vitesse du gaz et celle du solide. Ils ont conclu que la vitesse de glissement peut dépasser la vitesse terminale de chute de particule sous certaines conditions. Les résultats expérimentaux obtenus sont en bon accord avec les prédictions des deux modèles.

Dans leur travail sur le transport pneumatique des particules solides, Arastoopour et Gidaspow (1979) ont calculé la perte de charge et la vitesse d'engorgement en cas du transport pneumatique des particules en phase dense en utilisant, un modèle bâti sur une base d'équations de continuité, de quantité de mouvement et de mouvement relatif solide-gaz. L'équation de mouvement relatif utilisée, est établie à partir des principes thermodynamiques. La méthode consiste à minimiser l'entropie qui dépend non seulement des paramètres conventionnels en l'occurrence, le nombre de mole et le volume, mais dépend aussi de la vitesse relative solide-gaz.

Leung (1980) a présenté une revue de la littérature sur le sujet où il a résumé les différents modèles unidimensionnels proposés (modèle de Nakamura et Capes (1973); modèle de Soo (1967); modèle de Gidaspow et Solbrig (1976); et le modèle de Deich (1974)). Leung (1980) a discuté l'importance du coefficient de traînée et le problème d'obtenir de bonnes corrélations pour les coefficients de traînée et de frottement solide-paroi.

En 1987, Kmiec et Leschonski ont effectué une analyse numérique de différents modèles hydrodynamiques pour le transport pneumatique du solide. La comparaison des résultats théoriques à ceux obtenus expérimentalement, était très satisfaisante. Les données expérimentales utilisées à cette fin, sont celles obtenues par Kerker (1977), Hariu et Molstad (1949), et celles de Zenz (1949) pour la perte de charge globale. Les principales conclusions de leur travail sont :

- Les frottements solide-paroi ont des effets importants sur le comportement de l'écoulement;
- Le modèle à écoulement annulaire et celui à perte de charge en phase fluide sont les seuls qui prédisent une distribution exacte de la pression le long de la colonne.

Le modèle unidimensionnel a aussi été utilisé par Littman et al. (1993) pour étudier l'écoulement solide-gaz dans le riser. Dans leur cas, Littman et al. (1993) ont remarqué

l'effet de l'accélération. En conséquence, ils ont divisé de façon virtuelle le riser en deux phases: la phase d'accélération et la phase où le régime est établi.

Lors de cette étude, des billes de verre de 1 mm de diamètre sont transportées dans une colonne de 28.45 mm de diamètre. Le modèle développé est similaire à celui proposé par Nakamura et Capes (1973). Deux expressions pour représenter le coefficient de traînée ont été élaborées pour chacune des phases d'écoulement. Les frottements solide-paroi ont été supposés négligeables et ils n'ont pas été pris en compte dans le modèle. Cette hypothèse a été justifiée par la présence de courants gazeux non chargés de solide près de la paroi.

Grbavcic et al. (1997) ont modélisé le transport des billes de verre de 1.94 mm de diamètre dans une colonne verticale de 4.4 m de long et 0.03 m de diamètre, en utilisant les équations proposées par Nakamura et Capes (1973) (Équations de continuité et de quantité de mouvement), et en utilisant une corrélation développée pour calculer le coefficient de frottement inter-facial; fluide-particule. Les principales hypothèses considérées sont celles utilisées pour dériver le coefficient de traînée. Les facteurs de frottements fluide-paroi et particule-paroi, prennent la même forme que dans la zone où le régime est établi.

Lors de la résolution de ce genre de système d'équations différentielles, les conditions d'entrée au riser sont très importantes, et un mauvais choix de ces dernières mène à de

grosses erreurs. Ceci dit, Ces conditions d'entrée ne sont pas générales. En effet, c'est la configuration du système d'alimentation qui dicte de telles conditions. En se basant sur quelques hypothèses, Grbavcic et al. (1997) ont proposé une méthode pour estimer ces conditions au point d'alimentation.

Dzido et al. (2002) ont montré que la perte de charge dans la région d'accélération peut être prédite en utilisant un modèle d'écoulement uniforme si la valeur de la vitesse initiale du solide est bien connue. Dans cette optique, ils ont élaboré des corrélations empiriques pour estimer la valeur initiale de la vitesse. En ce qui est des coefficients de traînée et des coefficients de frottements gaz-paroi et solide-paroi, des corrélations ont été choisies parmi celles qui existent dans la littérature. Ils ont conclu que l'utilisation du modèle d'écoulement uniforme avec les expressions conventionnelles pour la force de traînée, donne de bonnes prédictions pour la perte de charge dans la région d'accélération.

Le même groupe a conclu que les expressions de la force de traînée développées pour le mouvement des particules en régime permanent, peuvent être appliquées dans la zone d'accélération. Ils ont observé l'effet significatif de la corrélation utilisée pour calculer le facteur de frottement sur le profil de pression le long du tube de transport.

Les paramètres intervenants dans ces modèles, comme les échanges de quantité de mouvement entre phases et les forces qui agissent sur le système, sont des sujets de plusieurs travaux dont la majorité sont répertoriés dans les prochains paragraphes.

2.5 Paramètres du modèle hydrodynamique

Différentes corrélations et relations de fermeture trouvées dans la littérature sont résumées dans les tableaux qui suivent. Des expressions qui sont dans la majorité déduites dans une zone où le régime est établi, ensuite, extrapolées pour tenir compte de la zone d'accélération.

2.5.1 Facteur de frottement gaz-paroi

En général, la force de frottement gaz-paroi dans un mélange solide-gaz est modélisée par l'équation de Fanning donnée par l'expression suivante :

$$F_w = \lambda \frac{2\rho \varepsilon u^2}{D}. \quad (2.8)$$

Le coefficient de frottement λ (coefficient de Fanning) est exprimé par différentes relations dont les plus utilisées sont présentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau 2.3 Facteur de frottement gaz-paroi

Expressions	Auteurs	Remarque
$\lambda = \frac{0.0791}{\text{Re}^{0.25}}$	Blasius H. dans R. B. Bird (1960)	$\text{Re} = \frac{\rho U d_t}{\mu}$
$\lambda = 0.0056 + \frac{0.5}{\text{Re}^{0.32}}$	Enick R. et al. (1996)	$\text{Re} = \frac{\rho U d_t}{\mu}$

2.5.2 Facteur de frottement particule-paroi

La force de frottement solide-paroi dans un écoulement solide-gaz est habituellement traduite par une perte de charge due aux frottements particules-parois, qui s'écrit comme suit :

$$\Delta P_{pp} = \frac{4\tau_{pp}\Delta Z}{D} \quad (2.9)$$

où τ_{pp} , la contrainte particule-paroi, est représentée par une des expressions suivantes:

Tableau 2.4 Expression de la contrainte de cisaillement

Expressions	Auteurs
$\tau_{pw} = \frac{f_s (1-\varepsilon) \rho_s u_s^2}{2}$	Hariu et Molstad 1949; Capes et Nakamura 1973; Kmiec et al. 1978; Rautiainen et al. 1998
$\tau_{pw} = \frac{f_s (1-\varepsilon) \rho_s u_s^2}{8}$	Yang, 1973, 1978; Wen et Galli 1971
$\tau_{pw} = \frac{f_s \rho_f u_g^2}{8}$	Sarma et Narasinga 1959; Jones et al. 1967
$\tau_{pw} = \frac{f_s \rho_f u_g^2}{2} \frac{W_s}{W_g}$	Barth 1962

Le coefficient de frottement particule-paroi f est exprimé par une des différentes relations présentées dans le tableau 2.5. Les valeurs de f rapportées dans le tableau 2.5 sont calculées dans les conditions suivantes ($U_g = 8\text{m/s}$, $u_s = 4.4\text{m/s}$, $\varepsilon_s = 0.013$).

Tableau 2.5 Facteur de frottement particule-paroi

Auteur	Corrélation	f	Colonne [m]		Particules	
			D	H	d_p [μ m]	ρ_s [kg/m ³]
Sarma et Narasinga 1959	$f_s = 0.5 \left(\frac{W_s}{W_g} \right) (1 - \varepsilon) \left(\frac{U_t}{U_g} \right) \left(\frac{D}{d_p} \right)$.02	.126-.025	2.44	26-392	893.7-3118
Stemerding 1962	$f_s=0.003$.003	.051	10	65	1600
Yousfi et Gau, 1974	$f_s=0.0015-0.003$.003	.038-.050	6	20-290	868-2740
Capes et Nakamura 1973	$f_s=0.048u_s^{-1.22}$.008	.0762	4.87	470-3.4E3	911-7850
Yang W.-C. 1978		.03	.068-.076	--	120-3.25E3	910-8900
$u_g / u_t > 1.5$	$f_s = 0.0126 \frac{(1-\varepsilon)^{0.21}}{\varepsilon^3} \left[\frac{Re_{pt}}{Re_p} \right]^{-0.979}$					
$u_g / u_t < 1.5$	$f_s = 0.041 \frac{(1-\varepsilon)^{-0.21}}{\varepsilon^3} \left[\frac{Re_{pt}}{Re_p} \right]^{-1.021}$					
Kmiec et al. 1978	$f_s=0.074u_s^{-0.75}$.025	.040	2	683-2.24E3	802-1154
Breault et Mathur 1989	$f_s = 12.2 \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon^3 u_s}$.046	.038	1.2	296-452	2180-2560
Garic et al. 1995	$f_s = 0.0017 \frac{\varepsilon_s U_t}{\varepsilon^4 u_g} \left(\frac{\varepsilon_s U_t}{u_g - u_s} \right)^{-1.5}$.01	.030	4.4	1.2E3-2.9E3	2507-2641
Rautiainen et Sarkomaa 1998	$f_s = f_{s,x} (1 - \frac{u_s^{-h}}{f_{s,x}})$.003	.192	16.2	64-310	2450
Lech M. 2001	$f_s = 0.0108 + 0.066 \frac{W_s}{u_s A \rho_s}$.012	.05	--	80-3E3	958-2650

2.5.3 Échange de quantité de mouvement solide-gaz et coefficient de traînée

Malgré les grands efforts fournis dans le but de mieux comprendre et caractériser la force de traînée ou la quantité de mouvement échangée entre la phase gazeuse et la phase solide, les résultats obtenus ne satisfassent pas les attentes des chercheurs. Dans la littérature, on ne trouve pas d'explication complète sur le coefficient de frottement intervenant dans le milieu diphasique solide-gaz. Les travaux antérieurs sur le

coefficient de frottement solide-gaz, ont donné naissance à différentes expressions qui peuvent être regroupées en trois catégories :

1. Relations basées sur des corrélations semi-empiriques développées à partir de données de perte de charge. Un exemple typique très bien connu de cette catégorie est celui de Wen et Yu (1966), et Ergun (1952).
2. Relations basées sur des corrélations semi-empiriques développées à partir de données de l'expansion du lit. Dans cette catégorie, la corrélation relie la vitesse superficielle du gaz à l'expansion du lit en utilisant des équations de type Richardson-Zaki (1954).
3. Relations extraites à partir de simulations numériques. Cette dernière catégorie, donne la possibilité de décrire l'écoulement autour de chaque particule et de tenir compte de tous les chocs inte-particulaires possibles. À titre d'exemple, on cite les simulations de Lattice Boltzmann.

La quantité de mouvement échangée entre les phases solide et gaz, est exprimée par la relation suivante : $F = \beta (u - u_s)$ (2.10)

où β est le coefficient de transfert de quantité de mouvement solide-gaz.

Dans le tableau 2.6, les différentes expressions de β trouvées dans la littérature sont résumées.

Tableau 2.6 Coefficient de transfert de quantité de mouvement

Expressions	Auteurs
$\beta = 150 \frac{\varepsilon_s^2}{\varepsilon} \frac{\mu}{(\phi d_p)^2} + 1.75 \varepsilon_s \frac{\rho f}{\phi d_p} u - u_s $	Ergun (1952)
$\beta = \frac{3}{4} C_D \rho \varepsilon_s \frac{ u - u_s }{\phi d_p} \varepsilon^{-2.65}$	Wen et Yu (1966)
$\beta = \left(\frac{17.3}{\text{Re}} + 0.336 \right) \frac{\varepsilon_s \rho u - u_s }{d_p} \varepsilon^{-1.8}$	Gibilaro et al. (1985)
$\beta = \frac{3}{4} C_D \rho \varepsilon_s^2 \frac{ u - u_s }{d_p} \varepsilon^{-\eta}$	Di Felice (1994)
$\eta = 3.7 - 0.65 \exp \left(- \left(\frac{1.5 - \log \text{Re}}{2} \right)^2 \right)$	
$\beta = \beta_{mF} \left\{ 1 - C_2 + \frac{1}{\lambda} [1 - (\lambda \frac{\varepsilon - \varepsilon_{mF}}{1 - \varepsilon_{mF}} + C_1)^2]^{1/2} \right\}$	Grbavcic et al. (1997)
$C_2 = \frac{1}{\lambda} (1 - C_1^2)^{1/2}$	
$\lambda = (1 - C_1^2)^{1/2} - C_1$	
$C_1 = [1 + (U_{mF}^2 / \varepsilon_{mF}^3 U_t^2)^2]^{-1/2}$	
$\beta_{mF} = \frac{\varepsilon_{mF}^3 (1 - \varepsilon_{mF}) g(\rho_s - \rho_g)}{U_{mF}^2}$	

Ding et Gidaspow (1990) ont suggéré la corrélation d'Ergun pour des fractions en gaz $\varepsilon_g \leq 0.8$, et la corrélation de Wen et Yu (1966) pour le cas inverse. Elles restent les plus répondues chez les chercheurs utilisant la CFD.

Le coefficient de traînée C_D est un autre paramètre sur lequel l'opinion des chercheurs diverge. Ce dernier était et reste encore toujours un sujet de débat d'actualité.

Torobin et Gauvin (1960) ont conclu que l'utilisation de la courbe standard donnant le coefficient de traînée C_D mène à une sous évaluation de ce dernier. Ils ont rapporté une chute brusque du coefficient de traînée en fonction du nombre de Reynolds calculé à partir de la vitesse de glissement solide-gaz, pour une turbulence d'une intensité connue I.

En 1972 Ko et Graf ont mesuré le coefficient de traînée pour des particules cylindriques dans un régime turbulent pour des nombres de Reynolds variants entre 1350 et 8000. Ils ont constaté que le coefficient se situe loin de la courbe standard. Ils ont ainsi abordé l'effet de l'échelle et de l'intensité de la turbulence sur la prédiction du coefficient de traînée C_D .

Plusieurs expressions ont été développées afin de bien exprimer cette variable. En se basant sur une technique qui consiste à laisser tomber une particule donnée en chute libre dans un milieu liquide, le C_D est en suite corrigé par un facteur qui tient compte des particules entourant la particule elle-même.

La question qui se pose à chaque fois que le sujet est abordé est la suivante :
est ce qu'on représente les mêmes phénomènes qu'en fluidisation solide-gaz?

Le tableau 2.7 résume quelques formules souvent rencontrées dans la littérature. D'autres sont répertoriées dans le livre 'Bubbles, Drops and Particles' de Clift et al. (1978).

Tableau 2.7 Coefficient de traînée

Auteurs	Expressions	Conditions	Remarques
Schiller et Naumann (1935)	$C_{D0} = 24 / Re_p (1 + 0.15 Re_p^{0.687})$, $Re_p < 1000$ $= 0.44$ $Re_p \geq 1000$	$Re_p = \frac{\rho_g d_p \varepsilon (u_g - u_p)}{\mu}$	Expression développée pour une seule particule
Happel (1958)	$C_D = \left[\frac{3 + 2(1 - \varepsilon)^{3/2}}{3 - 4.5(1 - \varepsilon)^{1/2} + 4.5(1 - \varepsilon)^{3/2} - 3(1 - \varepsilon)^2} \right]$	modèle à cellule	Expression développée qui tient compte des particules aux alentours.
Küntze et al. (1966)	$C_D = \left(0.28 + \frac{6}{\sqrt{Re}} + \frac{21}{Re} \right)$	Expression développée pour une particule sphérique	—
Clift et al. (1971)	$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) + \frac{0.42}{(1 + 4.25 \times 10^4 Re^{-1.16})}$	$Re = \frac{\rho_g d_p U}{\mu} < 3.10^5$	Expression développée pour une particule sphérique et rigide
Rowe (1987)	$C_D = C_{D0} \varepsilon^{-\alpha}$ where $\alpha = \frac{2.35 \left(2 + 0.175 Re_{p,i}^{3/4} \right)}{(1 + 0.175 Re_{p,i}^{3/4})}$	L'expansion du lit est utilisée pour quantifier l'effet des particules aux alentours	Expression développée à partir des données Richardson-Zaki.

Tableau 2.7 suite

Haider et Levenspiel (1989)	$C_D = \frac{24}{Re_{p,i}} (1 + 0.1806 Re_{p,i}^{0.6439}) + \frac{0.4251}{1 + \frac{6880.95}{Re_{p,i}}}$	À partir des données expérimentales de Triton & Levenspiel's. Expression validée pour $Re_{p,i} (2.6 \times 10^5$	Par chute libre d'une particule dans un milieu liquide. Une attention particulière est donnée à la sphericité des particules.
Littman et al. (1993)	$1. C_{Dm} = \frac{4}{3} \varepsilon Ar Re_p^{-2}$ $2. C_D = \left\{ \begin{aligned} &C_{Dm} + \frac{4}{3} K \varepsilon_n ((\rho_p / \rho) - 1)^* \\ &(dp(-dU_r / dt) / U_r^2) \end{aligned} \right\} * (1 - \varepsilon_n) / (1 - \varepsilon)$	$dp=1mm, D=28.45mm$	1. Pour la zone à régime établi 2. Pour la zone d'accélération.
Di Felice (1994)	$C_D = \left(0.63 + 4.8 \sqrt{\frac{1}{Re}} \right)^2 \varepsilon^{-3.7-0.63 \exp\left(\frac{(1.5-\log Re)^2}{2}\right)}$	N'est pas spécifiée	Expression développée à partir des résultats de Richardson-Zaki
Mostoufi et Chaouki (1999)	$C_D = \left(\frac{24}{Re_i} (1 + 0.173 Re_i^{0.657}) + \frac{0.413}{(1 + 16300 Re_i^{-1.06})} \right) \varepsilon^{-m}$ $m = \left(3.02 Ar^{0.22} Re_{p,i}^{-0.33} \left(\frac{d_p}{d_i} \right)^{0.40} \right)$	$D=100mm$, différentes particules, avec des nombres d'Archimède allant de $7.92 \cdot 10^2$ à $2.72 \cdot 10^3$	Par chute libre d'un traceur radioactif dans un milieu liquide.

Tableau 2.7 suite

Makkawi et Wright (2003)	<p>1. $C_D = 3.0 + 303 e^{-0.135 Re_p}$, $5 < Re_p < 40$</p> <p>2. $C_D = 4.5 + 795 e^{-0.07 Re_p}$, $40 < Re_p < 140$</p>	<p>D=138mm</p> <p>1. $dp=0.350mm$, 2. $dp=0.700mm$,</p>	Capacitance électrique. Une tomographe est utilisée pour mesurer la vitesse des particules.
Li and Kuipers (2003)	$C_D = C_{D0} \left[\frac{3 + 25(1-\varepsilon)^{1/3}}{3 - 4.5(1-\varepsilon)^{2/3} + 4.5(1-\varepsilon)^{2/3} - 3(1-\varepsilon)^2} \right]$	<p>Unité 2-D</p> <p>L=100mm, Dp=0.949mm</p>	<p>- Expression de Happel modifiée</p> <p>- Simulation</p>
Tran-cong et al. (2004)	$C_D = \frac{0.42 \left(\frac{d_A}{d_p} \right)^2}{\sqrt{c} \left[1 + 4.25 \times 10^4 \left(\frac{d_A}{d_p} Re \right)^{-1.16} \right] + \frac{24}{Re} \left[1 + \frac{0.15}{\sqrt{c}} \left(\frac{d_A}{d_p} Re \right)^{0.687} \right]}$	<p>D=127mm, $0.15 < Re < 1500$ $0.8 < d_A/dp < 1.5$ $0.4 < c < 1$</p> <p>différentes formes en chute libre</p>	Camera à haute vitesse est utilisée pour mesurer les vitesses de particules.

2.6 Zone de sortie

Une caractérisation hydrodynamique de l'écoulement à l'intérieur d'un riser n'est complète que si on tient compte de la zone de sortie et de son effet sur l'ensemble du réacteur. Malheureusement, la difficulté à mener des expériences dans cette partie réside dans l'inconvénient d'utiliser des sondes intrusives qui rendent plus complexe et délicat la caractérisation de l'écoulement dans cette zone.

Avec des simulations de la dynamique des fluides effectuées sur une unité à LFCI, Mleczko et Marschall (1999) ont trouvé que l'effet de la chicane sur le comportement hydrodynamique du réacteur très important. Leur travail est le seul qui a approché ce sujet dans le réacteur à LFCI.

La géométrie de sortie des LFC a été beaucoup étudiée par plusieurs groupes de recherche dans le domaine. Les revues de la littérature faites par Horio (1997), Werther et Hirschberg (1997), et Lim et al. (1995) ont insisté sur l'effet qu'apporte la géométrie de la sortie sur le profil de concentration le long du riser.

Zheng et Zhang (1994) et Bai et al. (1992) ont trouvé qu'une sortie brusque appelée aussi sortie en géométrie à angle droit n'influence que la partie supérieure du riser, (1 à 2 m dans une unité industrielle à LFC). Par contre, Jin et al. (1997), ont conclu que la structure de la sortie peut affecter le comportement du riser à des zones plus loin de la zone de sortie, et peut atteindre dans certaines conditions le fond de la colonne.

Pugsley et al. (1997) ont mesuré la perte de charge le long du riser pour différentes hauteurs et pour différents diamètres. Ils ont conclu que pour une vitesse terminale importante et pour de grands diamètres, l'effet de la sortie peut affecter le comportement hydrodynamique de la partie inférieure du riser.

Senior (1992) a étudié l'effet de la concentration dans le riser pour différentes géométries de sortie. Senior (1992) a introduit le concept du coefficient de réflexion R , définie par le rapport du débit de solide dans le riser descendant sur le débit de solide ascendant. Il a montré qu'avec une sortie à angle droit, la concentration en solide est plus importante que lorsque la sortie est coudée ou arrondie.

Avec le même facteur R , Mickal et al. (2001) sont arrivés à expliquer l'effet d'une géométrie de sortie en 'T' sur le comportement hydrodynamique du réacteur.

Pour une même géométrie de sortie en 'T', et en utilisant la dynamique des fluides, Juray De Wilde et al. (2003) ont étudié l'effet sur la structure d'écoulement dans le riser d'une unité à LFC. Ils sont arrivés à la conclusion que l'aire d'ouverture affecte de façon directe le comportement du solide à l'intérieur du riser.

Le dernier travail répertorié lors de cette étude est celui de Aijie et al. (2003). ils ont étudié l'effet de l'entrée et de la sortie du riser sur la structure hydrodynamique dans une unité de 10 m de long et 0.076 m de diamètre avec $550 \text{ kg/m}^2\text{s}$ de solide transporté par un flux gazeux d'une vitesse de 10 m/s. Au moyen d'une fibre optique, ils ont mesuré la concentration en solide et les vitesses radiales et axiales des particules dans la colonne.

Dans le tableau 2.8 sont répertoriés certains des travaux qui ont abordé le sujet.

Tableau 2.8 Résumé de quelques travaux effectués sur la zone de sortie du riser

Auteurs	Géométrie de sortie	Dimensions D/H [m]	Conditions opératoires [m/s]
Brereton (1996)	Ouverture latérale	0.2/0.4	U= 0.585
Jin et al. (1997)	Angle droit-angle arrondi	0.14/11	U=1.3-10
Pugsley et al. (1997)	Angle droit-angle arrondi	0.2/12	U=4-6
Van der Meer et al. (2000)	Sept différentes sorties droites et arrondies	0.14 Carrés/ Droites et arrondies	U=1-3
Martin et al. (1992)	Sortie en 'T'	0.94/27	U=11.3-14.2
Bai et al. (1992)	Angle droit-angle arrondi	0.14/10	U=4.3-7

2.6.1 Conclusion

Passant en revue ce qui est présenté dans la littérature, on a constaté que la géométrie de sortie du riser a un effet sur :

- la structure hydrodynamique à l'intérieur du riser,
- le temps de séjour des particules dans la zone de sortie,

- le taux de reflux du solide dans le riser et par conséquence, sur le taux de transfert de chaleur entre les zones en cas de transformations à hautes températures.

Cependant certains aspects de l'effet de la géométrie de sortie sur la structure de l'écoulement diphasique ne sont pas encore bien clarifiés, et les réponses aux questions ne sont pas encore acceptées, comme par exemple :

1. Est-ce que l'effet de la géométrie de sortie affecte le comportement de tout le riser ou seulement les deux derniers mètres ?
2. Est-ce que l'ouverture de la sortie engendre cette différence de comportement?
3. Est-ce que les conditions opératoires peuvent aider en partie à expliquer la différence de comportement constatée?

Chapitre III

3. MÉTHODOLOGIE

À la lumière de ce qui est présenté dans les paragraphes précédents, on a jugé très intéressant et très utile de mener une étude complète sur l'hydrodynamique du LFCI. Les aspects étudiés et analysés lors de ce travail sont : le transfert de quantité de mouvement entre phases et entre phase particulaire et les parois de l'unité, l'effet du diamètre et de la géométrie de sortie du riser sur le comportement solide-gaz, la perte de charge, les profils de vitesses du gaz et du solide et l'homogénéité du milieu. Une bonne compréhension de ces aspects apporte certainement beaucoup d'informations lors de la conception ou de la mise à l'échelle d'un système diphasique solide-gaz similaire.

La première étape de ce travail consiste à adapter les programmes de la technique du traçage par particule radioactive élaborés auparavant à Polytechnique pour une géométrie cylindrique (Larachi et al. 1994) afin qu'ils soient utiles pour une autre géométrie plus complexe, constituée de deux cylindres coaxiaux, caractérisée par deux zones à différents coefficients d'atténuations. En parallèle à cette première activité, un pilote froid d'un LFCI en plexiglas a été conçu et mis en place.

Afin d'atteindre les objectifs fixés dans le chapitre 1, des expériences de traçages par particule radioactive TPR ont été effectuées dans le pilote froid, avec des particules de type B selon la classification de Geldart à des vitesses superficielles du gaz variant de 2 à 12m/s. Une description plus détaillée du pilote est donnée dans les paragraphes suivants. Le tableau 3.1 résume quelques propriétés des particules utilisées.

Tableau 3.1 Caractéristiques des matériaux utilisés

Matériaux	Diamètre [μm]	Densité [kg/m^3]	Vitesse minimale de fluidisation [m/s]	Vitesse terminale [m/s]
Sable	250	2500	0.0622	1.80
Alumine	170	3400	0.0395	1.40

Les tailles moyennes des particules utilisées sont d'abord déterminées au moyen de tamis à mailles standard, ensuite les distributions de tailles sont mesurées à l'aide d'un analyseur de granulométrie à rayon laser.

3.1 Méthode analytique

Le facteur de frottement solide-paroi et le coefficient de traînée, sont des paramètres indispensables pour la modélisation des écoulements solide-gaz. Dans cette partie analytique, ces derniers ont été déterminés, à partir des données obtenues par la technique de traçage par particule radioactive (figure 3.1), tel qu'il est décrit dans les paragraphes suivants.

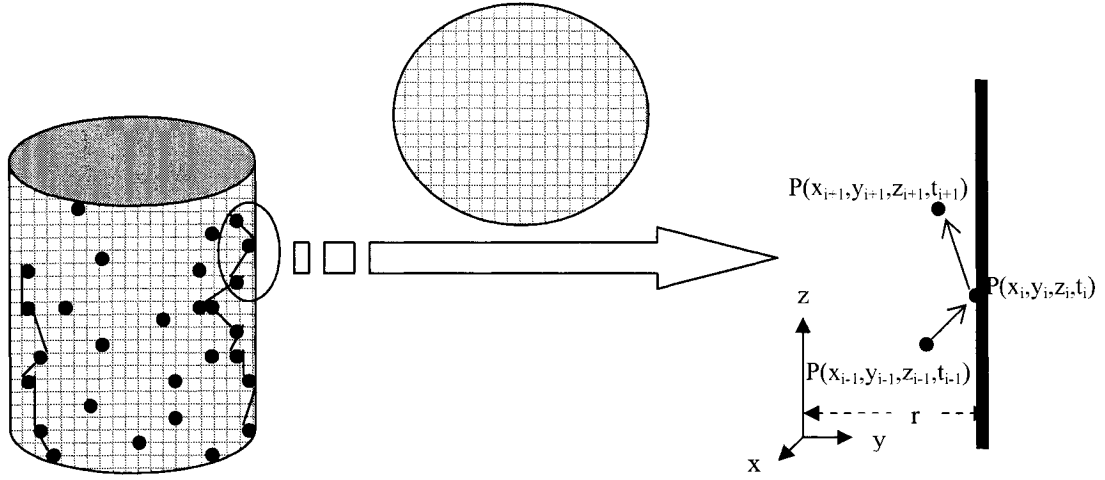


Figure 3.1 Trajectoires du solide dans l'unité expérimental

Après avoir localisé les diverses positions que la particule radioactive a pris pendant un certain nombre d'heures d'opération, les vitesses et accélérations radiales, angulaires et axiales des particules solides ont été calculées. En termes d'équations mathématiques, nous avons :

$$a_p = \sqrt{a_x^2 + a_y^2 + a_z^2}, \text{ tel que } a_{k=x,y,z} = \frac{v_{k+1} - v_k}{t_{k+1} - t_k}$$

$$v_p = \sqrt{v_x^2 + v_y^2 + v_z^2}, \text{ tel que } v_k = \frac{P_{k+1} - P_k}{t_{k+1} - t_k}$$

En coordonnées cylindriques la vitesse est donnée par :

$$v_r = \frac{v_x^i}{\cos(\theta_i)}, \text{ où } \theta_i = \arctan\left(\frac{y_p^i}{x_p^i}\right)$$

3.1.1 Facteur de frottement particule-paroi

Le facteur de frottement solide-paroi est donné par le rapport de la contrainte

$$\text{tangentielle sur la contrainte normal : } f = \frac{\tau_{s-p}}{\sigma} \quad (3.1)$$

où τ_{s-p} est donnée par l'expression (Sokolovsii, (1965)) :

$$\tau = k_c + \sigma \tan \theta \quad (3.2)$$

où k_c définit la cohésivité des particules.

Il y a 300 ans, Amonton a donné une définition similaire qui définit le facteur de frottement particule-paroi comme étant le rapport des forces tangentielles sur les forces normales exercées sur le solide (Seville et al.1997).

$$f = \frac{F_t}{F_n} \quad (3.3)$$

F_t et F_n sont les composantes tangentielle et normale des forces totales exercées sur le solide.

$$\text{Sachant que } \sum F_{ext} = \frac{d(m.u_p)}{dt} \quad (\text{loi de Newton}) \quad (3.4)$$

alors :

$$f_{p-p} = \frac{\text{la composante } z \text{ de la différence de quantité de mouvement avant et après le choc}}{\text{la composante } r \text{ de la différence de quantité de mouvement avant et après le choc}}$$

Sur le maillage établi auparavant pour déterminer la position de la particule radioactive, les vecteurs vitesses de la particule avoisinant la paroi interne du riser ont été identifiés

avant et après collision. Cette information nous a permis d'en déduire le facteur de frottement particule-paroi.

$$f = \frac{F_t}{F_n} = \frac{\mu(u_{p,z}^{i+1} - u_{p,z}^i)}{\mu(u_{p,r}^{i+1} - u_{p,r}^i)} \quad (3.5)$$

où $u_{p,z}^{i+1}$, $u_{p,z}^i$, $u_{p,r}^{i+1}$ et $u_{p,r}^i$ sont les composantes tangentielles et normales après et avant le contact avec la paroi.

3.1.2 Coefficient de traînée

L'autre paramètre important à quantifier est le coefficient de traînée. Ce dernier a été calculé à partir de l'équation de trajectoire d'une particule dans un milieu fluidisé solide-gaz.

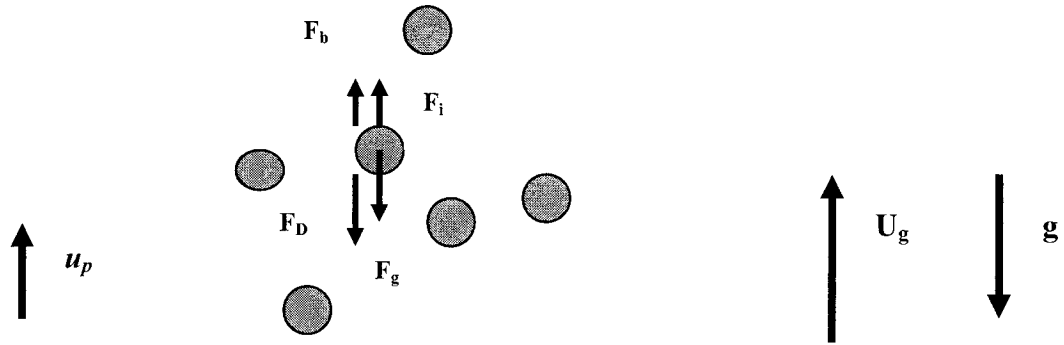


Figure 3.2 Bilan de quantité de mouvement autour d'une particule

Considérant une particule donnée dans un milieu fluidisé, cette dernière est soumise aux forces suivantes:

- $F_i = -\rho_s V_p \frac{du_p}{dt}$ force d'inertie (3.6)

- $F_g = \rho_s V_p g$ force de gravité (3.7)

- $F_b = -\rho_g V_p g$ poussée d'Archimède (3.8)

- $F_D = \frac{1}{2} C_D \cdot A_p \cdot \rho_g \cdot (u_g - u_p) \cdot |u_g - u_p|$ force de traînée (3.9)

- $F_{Basset} = -\frac{3d_p^2 \mu}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\gamma}} \left(\frac{u_{ro}}{\sqrt{\tau}} + \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \right)$ force de Basset (3.10)

D'autres forces comme les interactions particule-particule et les forces électrostatiques ne sont pas considérées dans ce bilan. L'équation de la trajectoire de la particule est donnée par :

$$\rho_s V_p \frac{du_p}{dt} = \frac{1}{2} \rho_g A_p C_D |u_g - u_p| (u_g - u_p) - (\rho_s - \rho_g) V_p g - \frac{3d_p^2 \mu}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\gamma}} \left(\frac{u_{ro}}{\sqrt{\tau}} + \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \right) \quad (3.11)$$

où $\tau = \frac{d_p^2 \rho_s}{18\mu}$ est le temps de relaxation des particules.

Puisqu'on est en régime dilué et très rapide, on peut supposer que le profil de vitesse du gaz est uniforme sur chaque section de la colonne. Le coefficient de traînée peut s'écrire comme suit :

$$C_D = \frac{(\rho_s - \rho_g) d_p g}{3\rho_g |u_g - u_p| (u_g - u_p)} + \underbrace{\frac{\rho_s d_p (du_p/dt)}{3\rho_g |u_g - u_p| (u_g - u_p)}}_{\text{Terme d'accélération}} + \underbrace{\frac{3 \sqrt{\frac{\gamma}{\pi}} \left(\frac{u_{ro}}{\sqrt{\tau}} + \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \right)}{|u_g - u_p| (u_g - u_p)}}_{\text{Histoire de la particule}} \quad (3.12)$$

La vitesse et l'accélération des particules et la vitesse du gaz sont les seules inconnues de l'équation (3.12) que nous avons calculées à partir des données de la TPR. Le coefficient de traînée peut être calculé en utilisant l'équation (3.12) où les termes d'accélération et de Basset sont inclus.

3.2 Matériel et méthode

Dans les paragraphes qui suivent, une description détaillée des techniques de diagnostics utilisées et du pilote froid d'un LFCI dans lequel ce travail est effectué est présentée.

Le pilote froid est en plexiglas mesure 4 m de haut et 0.152 m de diamètre. Le riser mesure 0.051 m de diamètre et d'une hauteur comprise entre 1 et 1.5 m. Le riser du pilote froid est fait en quatre sections, dont celle de la base du riser porte des orifices pour la circulation du solide. Le pilote a été conçu et monté à l'atelier du département.

La Figure 3.3 présente un schéma illustrant le pilote. L'air est alimenté dans l'unité par deux circuits différents. Le premier circuit d'air alimente le riser alors que le deuxième alimente la zone annulaire. Dans ce travail, seule l'alimentation de la partie inférieure du riser a été utilisée. Le solide entre par les orifices, puis est emporté par le courant gazeux traversant le riser. À la sortie du riser, le solide percute un obstacle qui joue le rôle du séparateur solide-gaz. Ensuite, les particules solides changent leurs trajectoires

ascendantes dans le riser pour des trajectoires descendantes dans la zone annulaire. Le gaz chargé de très fines particules continue dans la même direction initiale vers le cyclone.

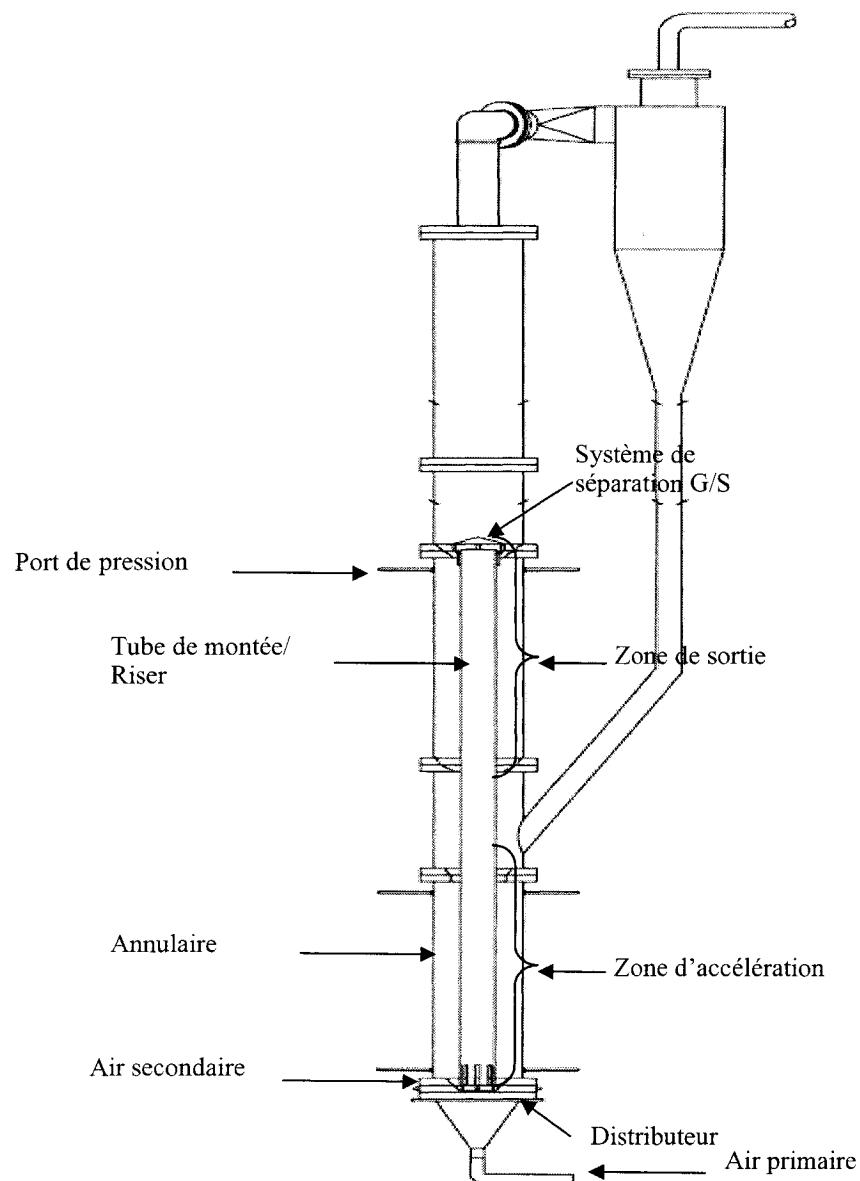


Figure 3.3 Schéma du pilote froid

Sur la Figure 3.4 on rapporte les différentes géométries de sortie étudiées avec les dimensions correspondantes.

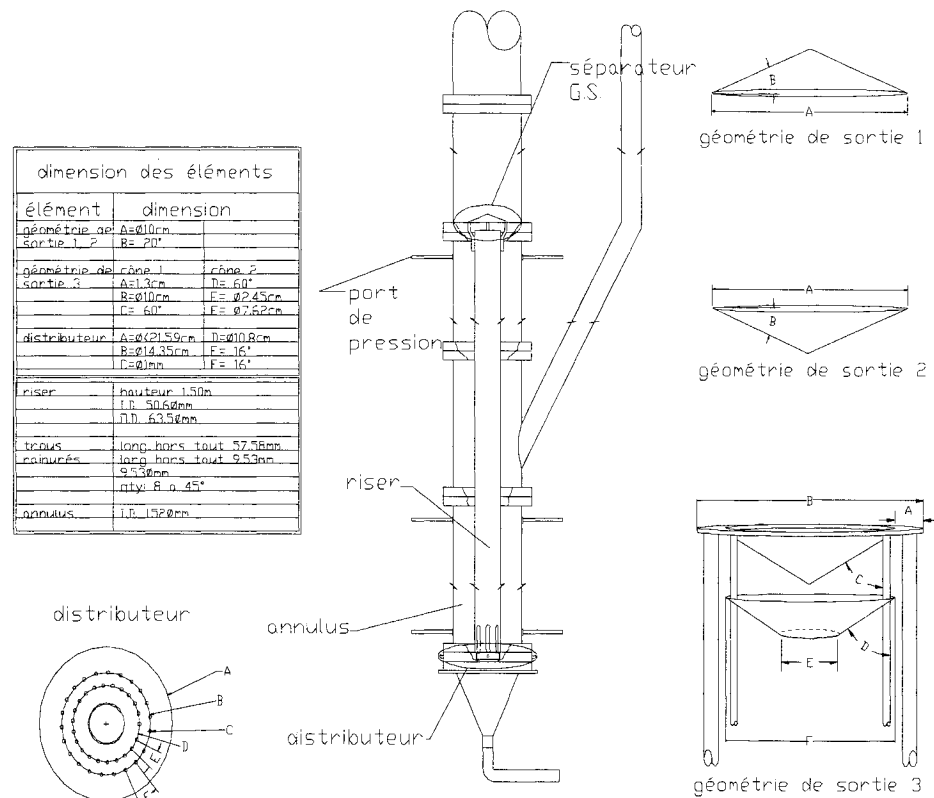


Figure 3.4 Schéma des différentes géométries de sortie

Le pilote est équipé de trois manomètres en U pour mesurer la perte de charge à travers les orifices de circulation de solide et dans les zones riser et annulaire.

3.2.1 Traçage par particule radioactive

Le traçage par particule radioactive est notre principal outil de mesure utilisé lors de cette étude. Le TPR est une technique de mesure non intrusive qui consiste à suivre une particule radioactive de façon quasi-instantanée (de 7 à 10 ms) afin de visualiser le comportement du solide dans le riser. Cette technique de diagnostic et de caractérisation a été développée au sein du groupe par Larachi et al. (1994, 1995). Il permet de donner une image dynamique en trois dimensions du comportement des mélanges (solide-gaz, solide-liquide ou gaz-solide-liquide) dans une unité donnée. Le principe de la méthode consiste à suivre une particule radioactive à énergie gamma connue pendant un certain nombre d'heures. Pour s'assurer d'avoir les mêmes propriétés physiques et mécaniques que le milieu étudié, des mélanges proportionnels d'oxyde de scandium et d'époxy ont été préparés pour fabriquer les traceurs nécessaires. Le scandium utilisé est le Sc-46, un radio-isotope dont l'énergie est de 889 keV, l'efficacité d'émission en rayonnement gamma est de 100% et la demi-vie est de 83.79 jours. Le traceur radioactif est localisé à chaque instant par les seize détecteurs positionnés autour de l'unité.

La Figure 3.5 présente un diagramme descriptif du dispositif expérimental.

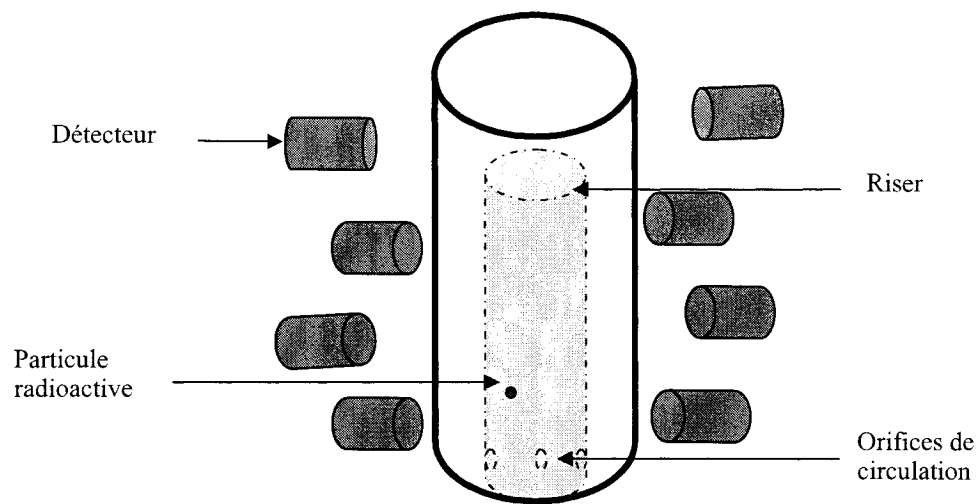


Figure 3.5 Diagramme descriptif du dispositif expérimental du traçage par particule radioactive sur une section d'un LFCI

La technique développée au sein du groupe comprend les étapes suivantes :

1. Calibration
Temps mort,
Efficacité des détecteurs
Activité du traceur

2. Génération du dictionnaire de
comptes gamma

3. Construction des positions

Chaouki et al. (1997) ont présenté suffisamment de détails sur la technique dans leur livre 'Non-Invasive Monitoring of Multiphase Flows'.

3.2.2 Sonde à fibre optique

La sonde à fibre optique est utilisée lors de certaines expériences en parallèle à la technique du traçage par particule radioactive à des fins de comparaison et de vérification. Le système que nous avons utilisé est le même que celui utilisé auparavant par Heping et al. (2001) et Pugsley et al. (2003).

Un schéma descriptif du matériel est présenté à la Figure 3.6.

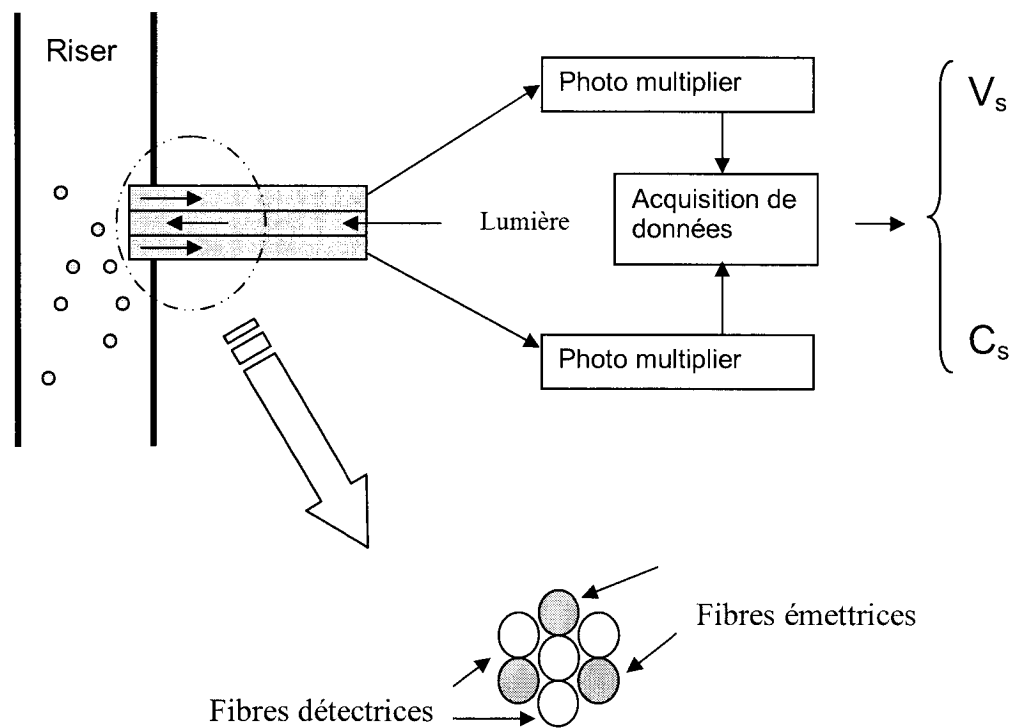


Figure 3.6 Sonde à fibre optique

La technique consiste à utiliser une sonde faite de sept fibres émettrices et détectrices. L'ensemble des fibres forme un hexagone comme décrit par le schéma ci-dessus. Une

fraction de la lumière émise des bouts des fibres formant le triangle extérieur (couleur grise) est réfléchi vers les sections des fibres détectrices, par réflexion de la matière présente dans le milieu. Cette fraction correspond à une certaine concentration d'un matériau donné. Le signal lumineux est converti sur une cellule de type photovoltaïque en un signal électrique. Ce type de sonde nous a permis de mesurer, après calibration, la concentration du solide dans le système à chaque position (r, z). L'intensité de la source lumineuse est ajustée selon le type du matériau utilisé.

3.2.3 Sonde de prélèvement solide

La sonde de prélèvement solide est le moyen, relativement simple, qui nous a permis de mesurer et de valider les flux massiques de solide dans l'unité. L'ensemble du matériel et accessoires nécessaires pour utiliser cette technique peut être résumé en une pompe à vide pour aspirer le mélange, un séparateur solide-gaz (filtre, mini-cyclone), un débitmètre et une sonde. La tête de la sonde peut prendre différentes géométries (forme en L ou forme d'une louche). En général, cette dernière est définie suivant la taille de la colonne et les propriétés du solide et du gaz. Deux types de sondes sont utilisés à cette fin :

1. les sondes de prélèvement iso-cinétiques sont relativement faciles à utiliser au centre de la colonne;

2. les sondes de prélèvement non iso-cinétiques, généralement utilisées pour mesurer le flux solide proche de la paroi où la condition d'iso-cinétisme est difficile à établir.

Le premier type de sondes a été utilisé lors de ce travail. Un diagramme descriptif de la sonde et de ses accessoires est présenté dans la Figure 3.7.

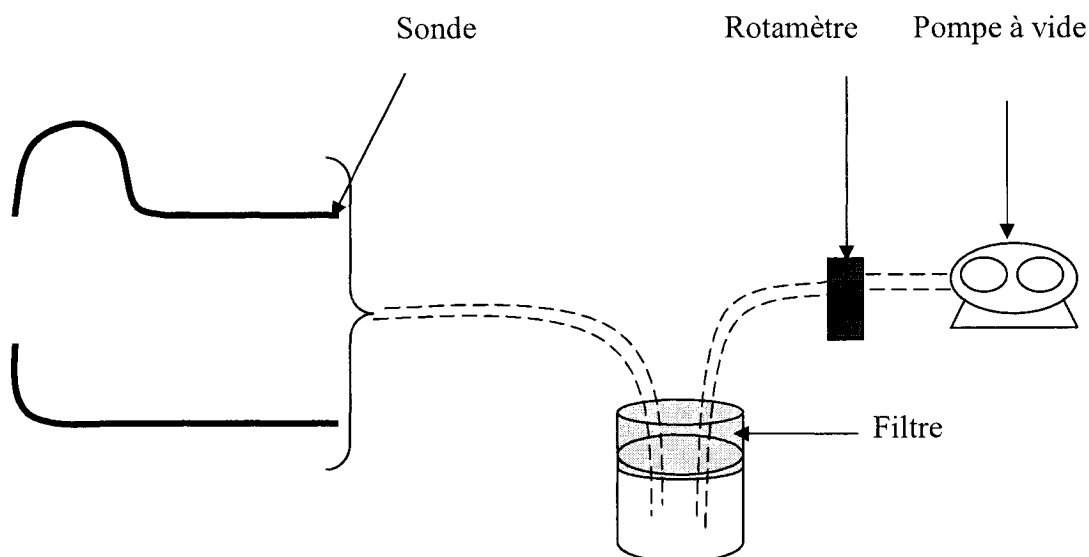


Figure 3.7 Sonde de prélèvement solide

Une fois que la sonde est placée dans une position donnée (z , r) dans la colonne; le mélange est aspiré dans un récipient où le gaz est séparé du solide. Ensuite, le gaz passe à travers d'un rotamètre avant d'être évacué. À la fin de l'opération, le solide récupéré dans le récipient est pesé et le temps de prélèvement est chronométré. La même technique a été utilisée par van der Meer et al. (2000), Reinhardt et al. (1999), Zhang et al. (1996) et autres.

Chapitre IV

4. SYNTHÈSE DES ARTICLES

Dans le cadre de la caractérisation hydrodynamique, certains paramètres tels que le facteur de frottement particule-paroi et le coefficient de traînée rentrent dans la formulation des modèles hydrodynamiques. Ainsi, le calcul du facteur de frottement particule-paroi constitue le premier article de ce travail.

Le facteur de frottement particule-paroi a été calculé pour chaque trajectoire avoisinant la paroi interne du riser et ceci en adoptant la loi d'Amonton. De nombreuses corrélations disponibles permettant le calcul du facteur de frottement particule-paroi ont été considérées, rapportées et comparées à celle proposée dans ce travail. Ensuite, et afin d'étudier l'effet de l'état de la surface interne du riser sur la prédiction du facteur de frottement particule-paroi, plusieurs expériences de TPR ont été réalisées dans le pilote où les surfaces internes du riser ont été couvertes de papier sablé pour simuler des parois extrêmement rugueuses. En fin de cette étape, une zone pour les valeurs du facteur de frottement a été définie par deux courbes : une courbe pour les surfaces lisses et une courbe pour les surfaces rugueuses.

Toujours dans le cadre de la caractérisation des paramètres des modèles hydrodynamiques, le coefficient de traînée C_D a été déterminé à partir des équations de

trajectoires des particules, où les termes d'accélération et d'historique des particules ont été pris en compte. L'accélération et l'historique des particules (force de Basset) ont été calculées à partir des données expérimentales. Une revue de la littérature de toutes les nouvelles expressions pour la prédiction du C_D a été présentée. Ensuite, une comparaison des profils de perte de charge prédits par un modèle monodimensionnel utilisant diverses expressions de C_D a été faite et comparée aux résultats expérimentaux trouvés dans la littérature. Le calcul du coefficient de traînée dans les zones d'accélération constitue le second article de cette étude.

Le troisième article présenté dans de ce travail porte sur l'effet de la géométrie de sortie du riser sur le comportement du solide et la distribution du temps de séjour des particules dans la zone de sortie. Vingt différentes expériences ont été effectuées avec quatre géométries de sortie distinctes en utilisant du sable à des vitesses superficielles du gaz allant de 4 à 10 m/s. La perte de charge totale dans le riser, les profils axiaux de concentrations de solides et les distributions de temps de séjours des particules solides dans la zone de sortie ont été mesurés et tracés pour les quatre géométries à différentes vitesses superficielles du gaz. Une comparaison entre les différentes configurations de sortie a été réalisée sur la base des critères suivants : le taux de reflux de solide défini par van der Meer et al. (2000) et la distribution du temps de séjour des particules.

Le dernier article de ce travail consiste à étudier l'effet du diamètre de la colonne sur l'hydrodynamique du lit fluidisé. Des expériences ont été réalisées dans trois modèles

d'unités à 50, 78 et 152 mm de diamètre. Les critères d'extrapolation trouvés dans la littérature à savoir : type de distributeur, rapport H/D, propriétés du solide (densité et diamètre moyen des particules, distribution de tailles), vitesses superficielles de gaz, nombre de Reynolds et nombre de Froude, ont été respectés dans les trois modèles d'unités. Les résultats obtenus avec la sonde à fibre optique ont montré un changement de comportement radial du solide lors du passage d'une unité de 78 mm à une autre plus grande de 152 mm de diamètre et ceci à différents niveaux au dessus du distributeur et à des vitesses de fluidisation variant entre 30 et 50 cm/s. Dans la petite unité, une augmentation de la concentration du solide de la paroi vers le centre a été constatée et ce, aux différents niveaux au dessus du distributeur. Des tendances similaires ont été constatées dans la plus petite unité (50 mm) qui ont confirmé les précédentes observations. Par contre, dans l'unité intermédiaire le phénomène inverse a été observé. (Forte concentration de solides aux parois qui décroît vers de faibles concentrations au centre) soit un profil en concordance avec ce qui est présenté dans la littérature pour des unités de même taille. Ces observations ont été reproduites par la technique de traçage par particule radioactive dans les trois modèles d'unités avec du sable et de l'alumine.

Un diamètre de colonne critique existe dans l'intervalle 78-152 mm. Au dessous de ce seuil, le profil radial de concentration solide est caractérisé par une forte concentration de solide au centre de la colonne, qui diminue vers une faible concentration en direction de la paroi. Ce résultat est très important en cas d'extrapolations que ce soit d'une unité de laboratoire vers une unité pilote ou vis versa.

Chapitre V

5. FACTEUR DE FROTTEMENT PARTICULE-PAROI DANS LES ÉCOULEMENTS ASCENDANTS SOLIDE-GAZ

5.1 Présentation de l'article

Au deuxième chapitre, nous avons vu l'importance des paramètres de transfert de quantité de mouvement et de frottement, lors de la modélisation hydrodynamique des écoulements diphasiques solide-gaz. Dans ce cadre, le facteur de frottement particule-paroi a été calculé le long du riser d'un LFCI.

Pour ce faire la loi d'Amonton a été utilisée. Ainsi, des expériences de traçage par particule radioactive ont été menées dans un LFCI avec du sable et de l'alumine, pour des vitesses superficielles du gaz variant de 2 à 12m/s. Une campagne d'expériences a été réalisée en deux phases : lors de la première phase, les parois internes du riser sont complètement lisses, alors que dans la deuxième phase la surface interne du riser est couverte de papier sablé afin de simuler une surface extrêmement rugueuse. Ensuite, les corrélations les plus utilisées pour déterminer le facteur de frottement particule-paroi ont été revues et comparées aux résultats obtenus lors de ce travail. Les résultats démontrent que le facteur de frottement particule-paroi n'est pas constant le long du riser. Il décroît de valeurs élevées à l'entrée du riser vers des valeurs faibles à la sortie. Le facteur de frottement particule-paroi change aussi en fonction de la vitesse

superficielle du gaz. Les résultats obtenus lors de la deuxième phase d'expérience montrent l'effet de la rugosité de la surface de la paroi sur la prédiction de ce dernier. À partir de l'ensemble des résultats, un domaine a été défini où le facteur de frottement particule-paroi peut se trouver dépendamment de l'état de surface de la paroi du riser.

WALL SURFACE EFFECTS ON PARTICLE-WALL FRICTION FACTOR IN UPWARD GAS SOLID FLOWS

R. Mabrouk, J. Chaouki, C. Guy
(Soumis à Powder Technology, 2006)

5.2 Abstract

The variation of the particle-wall friction factor along the riser is investigated in an Internal Circulating Fluidized Bed (ICFB) riser 1m in length and 0.052 m in diameter. The results obtained are based on direct measurement of normal and shear forces at the wall under dynamic conditions rather than the static ones usually obtained in shear box experiments.

The strength of the method used resides in the measurement technique applied to evaluate particle velocity. The radioactive particle-tracking program was developed for this type of system and is used to give a dynamic picture of particle trajectories in the vicinity of the wall of the ICFB riser.

The experiments were conducted using sand ($d_p = 250 \mu\text{m}$) and alumina ($d_p = 170 \mu\text{m}$) materials in the gas velocity range between 2 and 12 m/s. The most common correlations for calculating the particle-wall friction factor are reviewed and compared to the results obtained in this work. The data obtained demonstrates that the particle-wall friction factor is not a constant value but changes along the riser and with change

in the gas superficial velocity. The results also show the effect of the roughness of the wall surface and define the particle-wall friction factor area.

5.3 Introduction

Understanding the pressure changes of a system is very important, particularly so for circulating systems and those operating in a fast fluidization regime. The importance of pressure drop was taken into consideration from the outset of research in this field. It is considered one of the main variables, the fastest and easiest parameter to diagnose the behavior of gas-solid systems. The acceleration of particles, solid retention and friction against the wall significantly contribute to the riser's total pressure drop and the pressure loop in circulating systems.

The importance of the pressure drop due to particle-wall friction was, and still is, the subject of many debates. Some authors simply ignore its effect and consider it negligible. For example, Yerushalmi and Cankurt (1979) developed a pressure drop correlation based on the assumption that there is neither acceleration nor wall effects. Others believe in its importance; Yang Wen-Ching (1978), for instance, considered that the total pressure drop consisted of three individual contributions: acceleration, gravity and both gas and particle wall frictions.

In 1998, Rautiainen and Sarkomaa proposed a model in which the contribution of the pressure drop due to gravity and friction against the wall was counted.

Reviewing the literature there is strong evidence that the flow field is greatly affected by many phenomena, such as segregation and agglomeration in the vicinity of the wall. The wall friction mechanism between particles and the wall, expressed in terms of friction forces, influences the conveyance of the solid and gas-solid mixing.

The pressure drop due to particle-wall friction is defined by the expression

$$\Delta P_{pw} = \frac{4\tau_{pw}\Delta Z}{D}, \text{ where } \tau_{pw} \text{ is particle wall shear, usually described by one of the}$$

expressions presented in Table 5.1.

Table 5.1 Correlations for shear expression

Expressions	Authors
$\tau_{pw} = \frac{f_s (1-\varepsilon) \rho_s u_s^2}{2} \quad (5.1)$	Hariu and Molstad 1949; Capes and Nakamura 1973; Kmiec et al. 1978; Rautiainen et al. 1998
$\tau_{pw} = \frac{f_s (1-\varepsilon) \rho_s u_s^2}{8} \quad (5.2)$	Yang , 1973, 1978; Wen and Galli 1971
$\tau_{pw} = \frac{f_s \rho_f u_g^2}{8} \quad (5.3)$	Sarma and Narasinga 1959; Jones et al. 1967
$\tau_{pw} = \frac{f_s \rho_f u_g^2}{2} \frac{W_s}{W_g} \quad (5.4)$	Barth 1962

The expressions were developed based on analogy to the Fanning equation. Expression (5.1) reported in Table 5.1 is commonly used to evaluate the contribution of particle-

wall friction to total pressure drop. The parameter f_s defines the particle-wall friction factor that is traditionally determined by:

- using planar shear cell equipment (Jenike (1967), Abou-chakra (1999));
- fitting the measured pressure drops.

A large number of correlations have been proposed in the literature in order to predict the particle-wall friction factor, which can be defined as: a constant; a function of particle velocity; a function of dimensionless numbers; or a function of both solid holdup ε_s and particle velocity. Some of the expressions for particle wall friction factors found in the literature are summarized in Table 5.2.

Table 5.2 Particle wall friction factor correlations reported in the literature

Author	Correlation	Column [m]		Particle property	
		D	H	d_p [μm]	ρ_s [kg/m ³]
Sarma and Narasinga (1959)	$f_s = 0.5 \left(\frac{W_c}{W_s} \right) (1 - \varepsilon) \left(\frac{U_t}{U_c} \right) \left(\frac{D}{d_p} \right)$.126-.025	2.44	26-392	893.7-3118
Stemmerding (1962)	$f_s = 0.003$.051	10	65	1600
Yousfi and Gau, (1974)	$f_s = 0.0015 - 0.003$.038-.050	6	20-290	868-2740
Capes and Nakamura (1973)	$f_s = 0.048 u_s^{-1.22}$.0762	4.87	470-3.4E3	911-7850
Yang W.-C. (1978) ($u_g / u_t > 1.5$)	$f_s = 0.0126 \frac{(1 - \varepsilon)^{0.21}}{\varepsilon^3} \left[\frac{\text{Re}_{pt}}{\text{Re}_p} \right]^{-0.979}$.068-.076	--	120-3.25E3	910-8900
($u_g / u_t < 1.5$)	$f_s = 0.041 \frac{(1 - \varepsilon)^{-0.21}}{\varepsilon^3} \left[\frac{\text{Re}_{pt}}{\text{Re}_p} \right]^{-1.021}$				
Kmiec et al. (1978)	$f_s = 0.074 u_s^{-0.75}$.040	2	683-2.24E3	802-1154
Breault and Mathur (1989)	$f_s = 12.2 \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon^3 u_s}$.038	1.2	296-452	2180-2560
Garic et al. (1995)	$f_s = 0.0017 \frac{\varepsilon_s U_t}{\varepsilon^4 u_g} \left(\frac{\varepsilon_s U_t}{u_g - u_s} \right)^{-1.5}$.030	4.4	1.2E3-2.9E3	2507-2641
Rautiainen and Sarkomaa (1998)	$f_s = f_{s,x} (1 - \frac{u_s^{\tau_h}}{f_{s,x}})$.192	16.2	64-310	2450
Lech M. (2001)	$f_s = 0.0108 + 0.066 \frac{W_s}{u_s A \rho_s}$.05	--	80-3E3	958-2650

In this work the particle-wall friction coefficient is measured and investigated along the riser in order to clarify the questions below.

- How does the particle-wall friction factor change with changing velocity?
- How does the particle-wall friction factor vary with height?
- How does the state of the surface wall affect the particle-wall friction factor?

The usual relationship between shear τ and normal stress σ is given by the Coulomb failure condition (Sokolovsii, 1965; Abbott, 1966), which is the constitutive equation for a powder as represented in the following equation:

Shear = Cohesion + Normal stress* Tangent of internal friction angle.

$$\tau = k_c + \sigma \tan \theta \quad (5.5)$$

Thus, from equation (5.5), the particle-wall friction coefficient f_s might be written as:

$$f_s = \frac{\tau_{ws}}{\sigma} = \frac{k_{wc}}{\sigma} + \tan \theta \quad (5.6)$$

where k_{wc} defines particle-wall cohesiveness.

A similar definition was given by Amonton 300 years ago, known as Amonton's law (Seville et al. 1997). It states that the particle-wall friction factor is inversely proportional to the normal forces exerted on the solid.

$$f_s = \frac{\tau_{ws}}{\sigma} = \frac{\tau_{ws}/S}{\sigma/S} = \frac{F_z}{F_n} , \quad (5.7)$$

where F_z and F_n are the tangential and normal components of the forces exerted on the particle.

Knowing that:

$$\sum \vec{F}_{ext.} = \frac{d(m_p \cdot \vec{u}_s)}{dt}, \quad (\text{Newton's}) \quad (5.8)$$

$$\sum \vec{F}_{ext.} = \frac{m_p \cdot d\vec{u}_s}{dt}, \quad m_p \text{ is the particle weight=const.}$$

Thus,

$$f_s = \frac{F_z}{F_n} = \frac{m_p \cdot (u_{s,z}^{i+1} - u_{s,z}^i)}{m_p \cdot (u_{s,r}^{i+1} - u_{s,r}^i)} \quad (5.9)$$

where $u_{s,r}^i$, $u_{s,r}^{i+1}$, $u_{s,z}^i$ and $u_{s,z}^{i+1}$ are the radial and axial components of the particle velocities before and after the collision (see Figure 5.1).

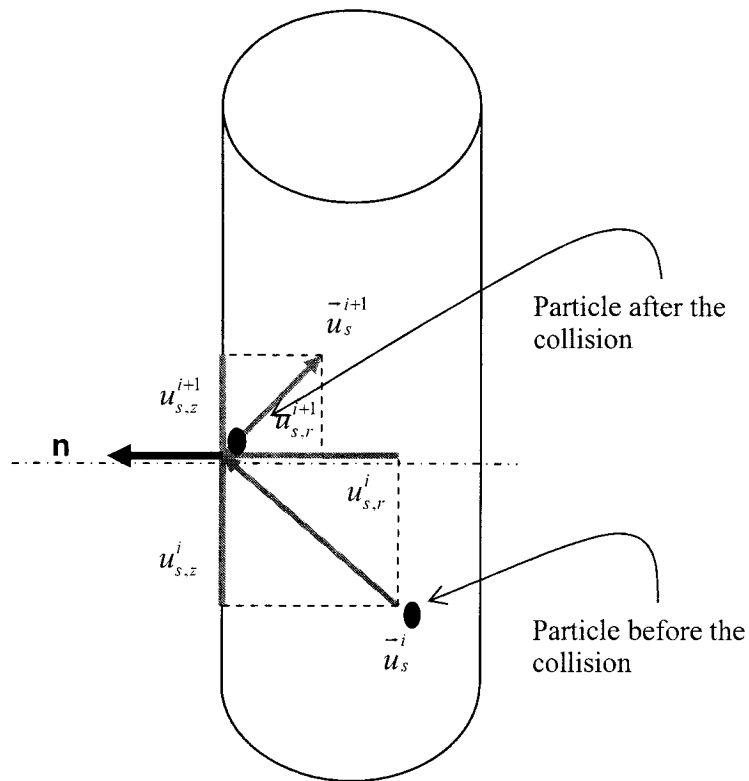


Fig. 5.1 Schema of particle-wall collision

5.4 Experimental setup and procedure

The experimental apparatus is illustrated in Figure 5.2. It is a cold model representing an ICFB.

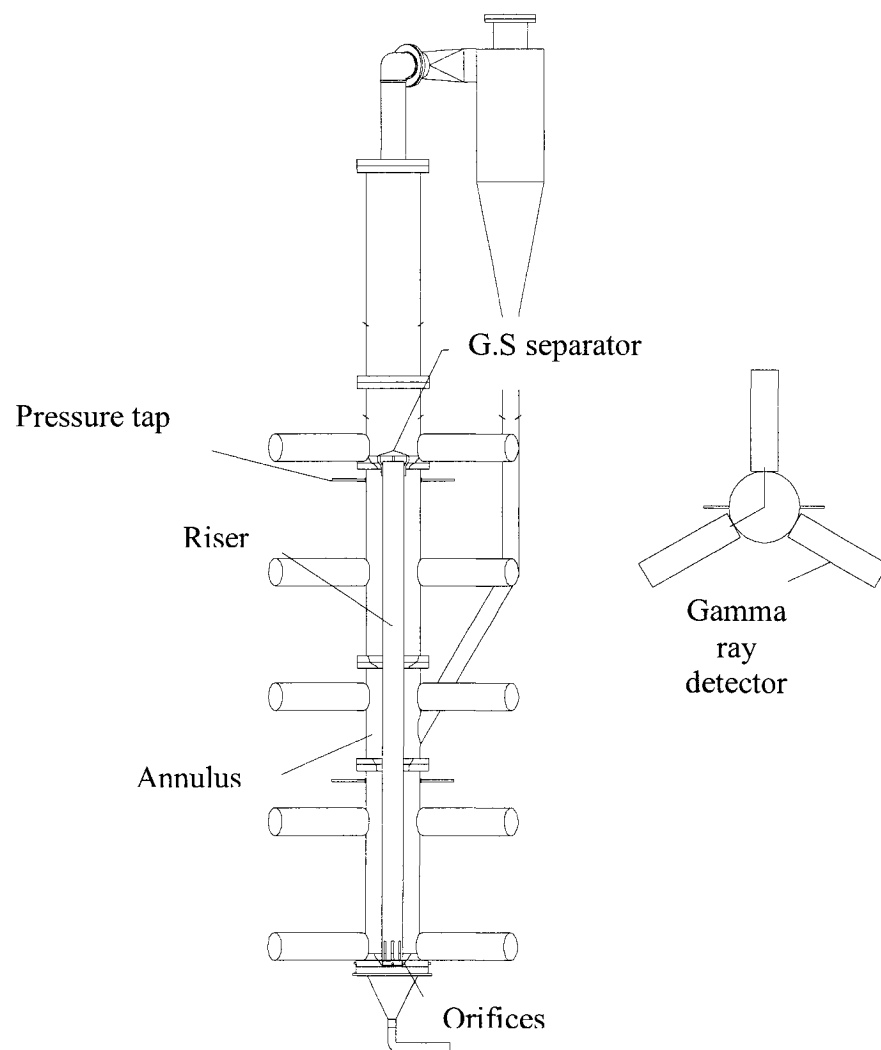


Fig. 5.2 Experimental setup

Briefly, the ICFB consists of two coaxial tubes of different heights, which delimit two zones, a riser zone and an annulus zone. The two zones are characterized by two different regimes: a moving bed in the annulus and a fast fluidization in the riser. The solid is fed into the annulus zone where it is maintained at minimum fluidization through the orifices made in the bottom of the riser. The solid travels from the annulus to the riser through the orifices and is then conveyed along the central tube. At the exit the solid is separated from the gas via an impact device made for this purpose. The primary air enters the unit from the bottom of the riser and the secondary air enters laterally via the annulus zone. Primary and secondary airs are completely independent. In order to minimize the electrostatic forces generated in both the riser and the annulus, thin metallic wires, connected to the ground, were implemented close to the wall of the ICFB.

Two sets of experiments were run for two extreme riser wall surface states. The first set of experiments was run for a smooth riser wall surface, while the second set of experiments was run for an extremely rough riser wall surface. The rough surface was obtained by covering the internal riser wall surface with sandpaper.

Several experiments were run for different solids, at various velocities ranging from 2 to 12 m/s. Air was used, under ambient conditions, as a fluidizing medium. Table 5.3 summarizes some of the physical properties of the solids used.

Table 5.3 Physical properties of the bed material

Material	Diameter	Density	Minimum fluidization velocity	Terminal velocity
Sand	250 μm	2500 kg/m^3	0.0622 m/s	1.80 m/s
Alumina	170 μm	3400 kg/m^3	0.0395 m/s	1.40 m/s

5.5. Measurement technique

A radioactive particle tracking (RPT) technique is used in this work. A radioactive tracer tracks the behavior of the solid in the ICFB. The photons emitted from the tracer are counted by discriminators, which are linked to the detectors surrounding the column (see Figure 5.2). The RPT data consists of the locations of the particle (x, y, z) at each time point, with a relative error of 1.4%. A sampling time of 10 ms was chosen for these experiments. A set of particle trajectories spanning five hours was produced for each experiment. From those trajectories and the sampling time, the dynamic properties of the solid were calculated as follows:

$$u_p (u_{p,r} = dr/dt, u_{p,\theta} = r.d\theta/dt, u_{p,z} = dz/dt).$$

The program, developed in earlier years by Larachi et al. (1994, 1995), is used with some modifications to account for the annulus and riser zones, which are characterized by two different attenuations. The tracer is made from a mixture of scandium oxide and

silica in such proportions that its density and diameter are the same as the particles used in the bed.

Using the measurement technique and the methodology explained above, the particle-wall friction factor was calculated along the riser by expression (5.7). The particle-wall friction factor values reported here are averaged values that were calculated for each of the five segments forming the riser height. Samples of particle-wall friction factor distributions in different segments of the riser height are presented in Figure 5.3. From the relative uncertainty given earlier for the particle position (1.4%), particle-wall friction factor uncertainty is estimated to be 11%.

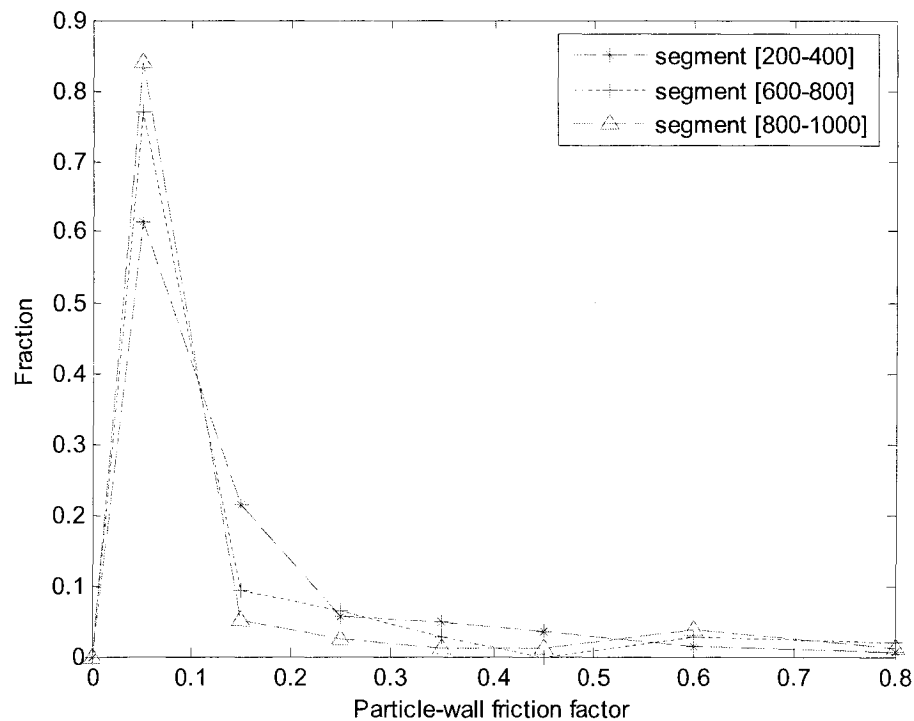


Fig. 5.3 Particle-wall friction factor distributions in different segments of the riser

5.6 Results and discussion

The results obtained are presented in three parts. The first and second parts are answering the first two questions raised in the introduction and providing evidence that the particle-wall friction factor is not a constant, while the third part discusses the effect of the riser wall surface.

5.6.1 Variation of particle-wall friction factor versus riser height

The variation of the particle-wall friction factor along the riser height is investigated for the first time here.

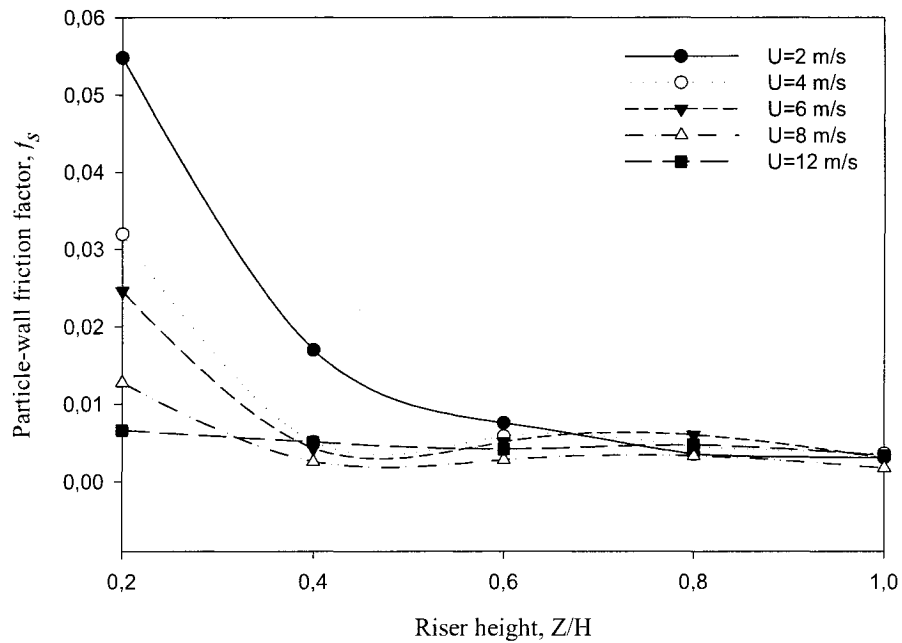


Fig. 5.4 Particle-wall friction factor versus height of the riser (sand particles)

In Figure 5.4, the particle-wall friction factors are presented for sand particles along the height of the riser at several gas superficial velocities. The first observation to note in Figure 5.4 is that for the five velocities studied the same trend occurs. The particle-wall friction factor changes along the riser from a high value close to the entrance and decreases gradually to a lower and almost constant value in the rest of the riser.

The same trend is observed and reported in Figure 5.5 for alumina particles, at different gas superficial velocities. Relatively high particle-wall friction factor values occur at the bottom of the riser and decrease gradually to almost constant values at the top of the riser.

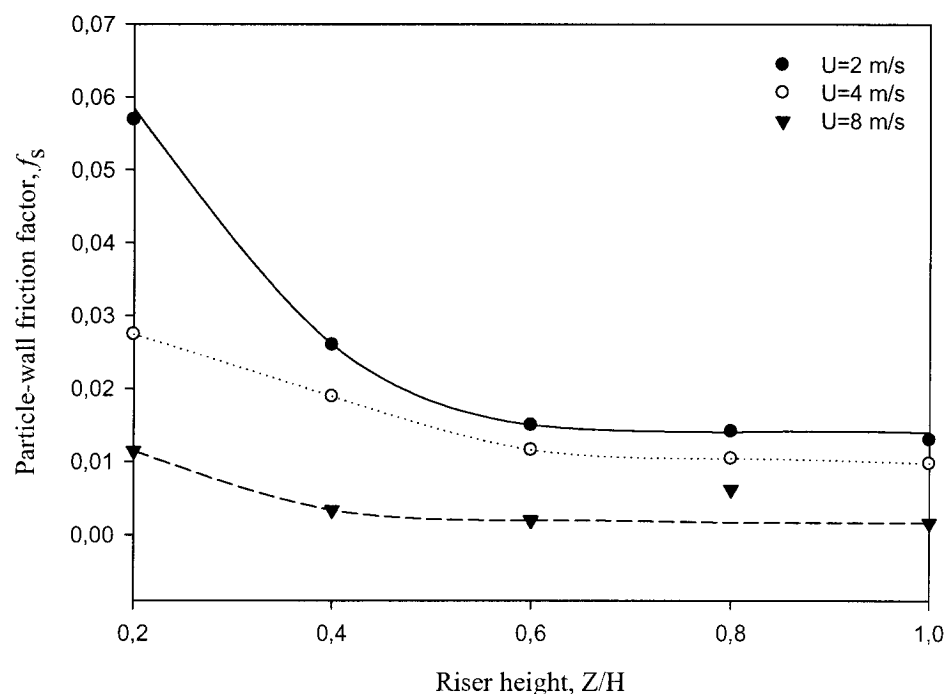


Fig. 5.5 Particle-wall friction factor versus height of the riser (alumina particles)

We believe this to be an effect of the riser entrance. The fact that the solid enters laterally from the orifices at the lower part of the riser (see Figure 5.1) has an effect on the solid particle velocity field, such that at the entrance, the radial component of the velocity vector is more important than anywhere else in the riser. In this particular case, the particle velocity field changes as function of time and the intensity of the gas velocity field.

In other words, for a given gas superficial velocity the particles move upward as time progresses, so that in the first moments of solid-gas contact, the particle velocity field changes as the particles are entrained in the direction of the gas. As a result of such change the particle velocity components (axial and radial) change. The radial component decreases while the axial component increases, which affects the angle between the particle and gas velocity vectors as time passes, i.e., as z increases. As a consequence, in the first moments, when the particle is still in the riser entrance region, the angle formed between the particle and gas velocity vectors is bigger compared to the one in the rest of the riser, where the particle velocity field is almost parallel to the gas velocity field.

To eliminate any doubt concerning the magnitude of the particle-wall friction factor at the riser entrance, two verifications were made. Friction factors were recalculated using data with a higher sampling time (30 ms) to verify if other phenomena are included when the sampling time is longer.

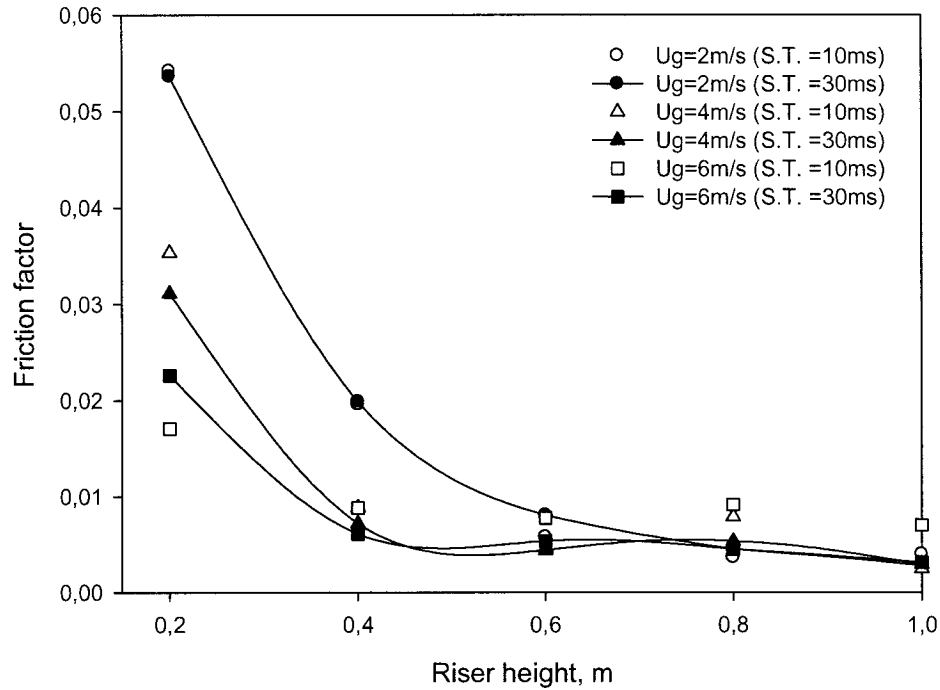


Fig. 5.6 Particle-wall friction factor versus height of the riser at different sampling times

Figure 5.6 shows clearly that there is no significant difference between the experiments with the sampling times of 10 ms and 30 ms.

Higher particle-wall friction factor values at the entrance part of the riser are noticed before they reach a constant in the rest of the riser for both sets of experiments.

To complete our investigation into a possible effect of the sampling time chosen, an attempt to model the particle trajectory of a single spherical particle in a uniform gas flow was made. Experimentally, it was impossible with the actual acquisition system to run experiments for less than 5 ms.

In general, the particle trajectory is calculated using the equation:

$$\rho_s V_p \frac{d\vec{v}_p}{dt} = \vec{F}_D + \vec{F}_g + \vec{F}_b + \vec{F}_{Basset} + \vec{F}_{Added} + \vec{F}_{ele}. \quad (5.10)$$

In the following we assumed that the impact of the last three forces (Basset, added mass and electrostatic force) was negligible. The projection of expression (5.10) in a two-dimensional space is given as follows:

$$\begin{aligned} \frac{\partial u_{s,r}}{\partial t} &= \frac{1}{2} \frac{\rho_f A_p}{\rho_s V_p} C_D (U_{g,r} - u_{s,r}) |U_{g,r} - u_{s,r}| \\ \frac{\partial u_{s,z}}{\partial t} &= \frac{1}{2} \frac{\rho_f A_p}{\rho_s V_p} C_D (U_{g,z} - u_{s,z}) |U_{g,z} - u_{s,z}| - \frac{(\rho_s - \rho_f) X_p}{\rho_s X_p} g \end{aligned} \quad (5.11)$$

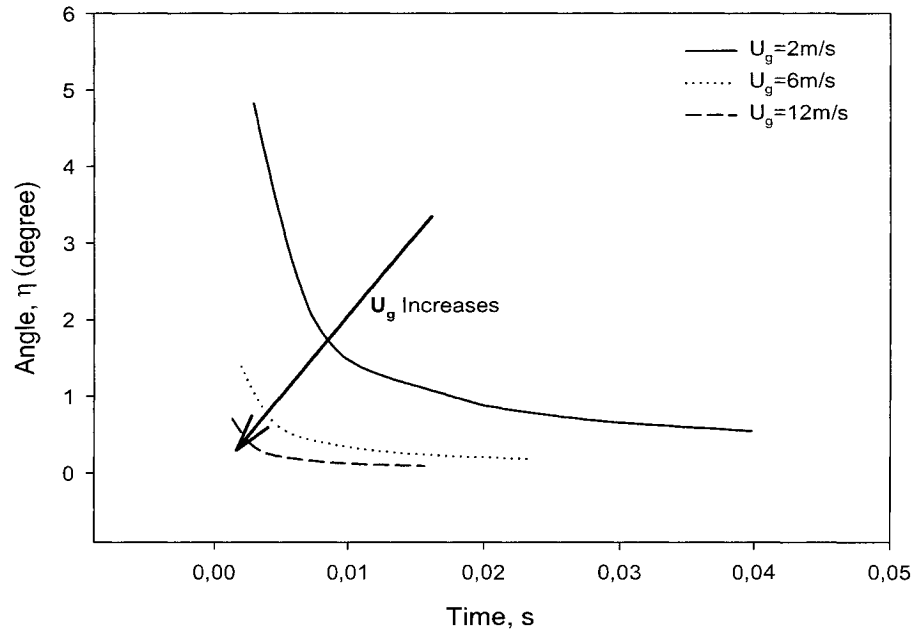


Fig. 5.7 Variation of the angle between the particle and gas flow fields versus time.

The particle velocity components $u_{s,r}$ and $u_{s,z}$ versus time were obtained by solving the differential equation system described above using the Runge Kutta method.

The variation of the angle η , defined as $\text{Arctg}\left(\frac{u_{s,r}}{u_{s,z}}\right)$ versus time at different gas superficial velocities is presented in Figure 5.7.

Two main conclusions might be gleaned from the simulation results presented in Figure 5.7, which supports what is explained above. It demonstrates that, by increasing the gas velocity the time needed for particles to have the gas direction decreases.

Figure 5.7 also shows that for the sampling time chosen for the experiments of this work (10 ms), the angle of the particle vectors could not affect the values obtained for the particle-wall friction factor at the riser entrance, but for smaller sampling times and low gas superficial velocity, its effect could be significant.

In the following paragraphs the particle-wall friction factor average along the riser was considered.

5.6.2 Variation of particle-wall friction factor versus gas superficial velocity

The variation of the particle-wall friction factor as a function of the gas superficial velocity is presented in Figure 5.8 for both sand and alumina particles.

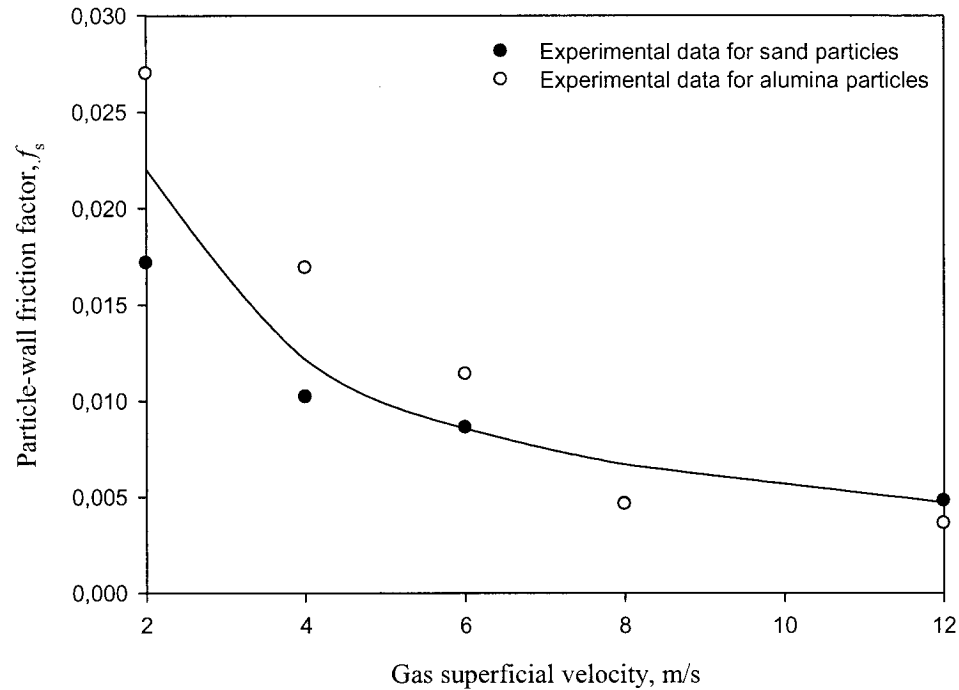


Fig. 5.8 Particle-wall friction factor versus gas superficial velocity

The figure shows a parabolic profile decreasing from high values at low gas superficial velocities to low values at high gas superficial velocities. At high gas superficial velocity, one may observe that, the particle-wall friction factor tend to a constant of about 0.005.

Figure 5.8 shows clearly that the particle-wall friction factor is not constant as was reported earlier in the literature by Stermerding (1962); Yousfi and Gau (1974). Our finding matches the results obtained by Kmiec et al. (1978) and Capes and Nakamura (1973) in terms of variability of the particle-wall friction factor.

5.6.3 Variation of particle-wall friction factor versus the total pressure drop

To better introduce the variation of the particle-wall friction factor versus the total pressure drop, in Figure 5.9 are presented the change of the solid hold-up and the total pressure drop inside the ICFB riser versus the gas superficial velocity.

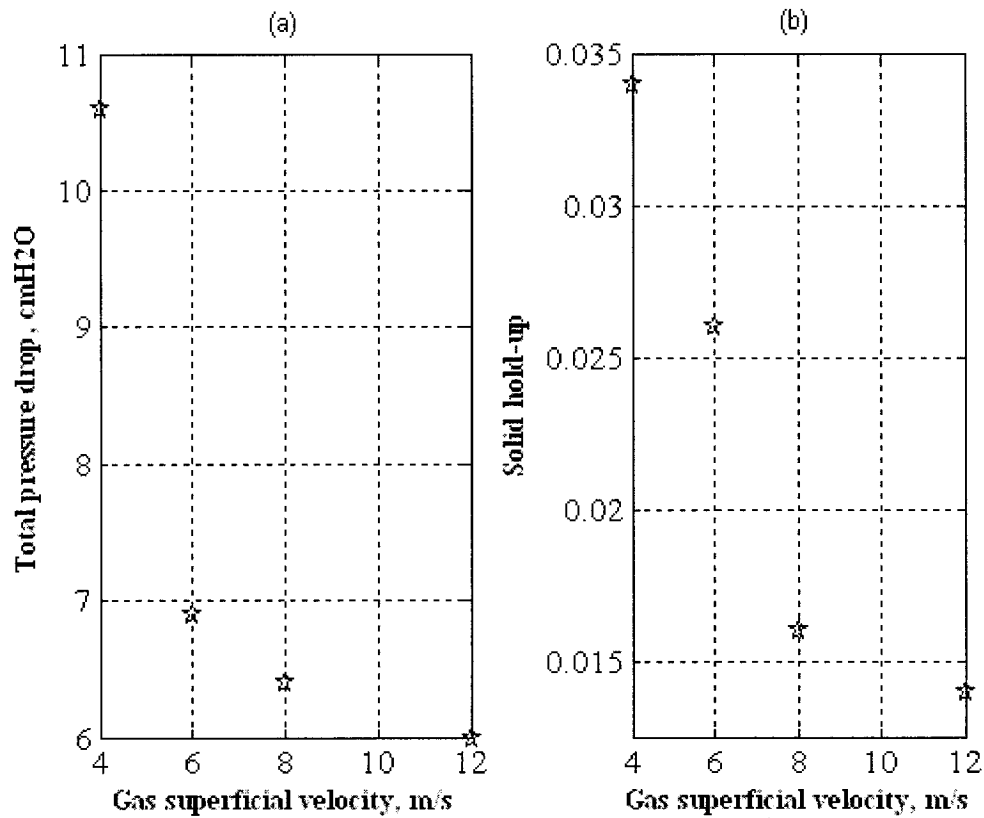


Fig. 5.9 Total pressure drop and solid hold-up in the ICFB riser versus gas superficial velocity

Figure 5.9 (a) presents the variation of the total pressure drop, measured in the ICFB riser, versus the gas superficial velocity and we can see that the total pressure drop decreases as gas superficial velocity increases. A result we believe is due to the

presence of less solid in the riser as the velocity increases. In fact, the curves presented in Figure 5.9 (b) confirm our suspicion about the effect of the gas superficial velocity on solid concentration inside the ICFB riser. Figure 5.9 (b) clearly shows the decrease of solid hold-up as the gas superficial velocity increases.

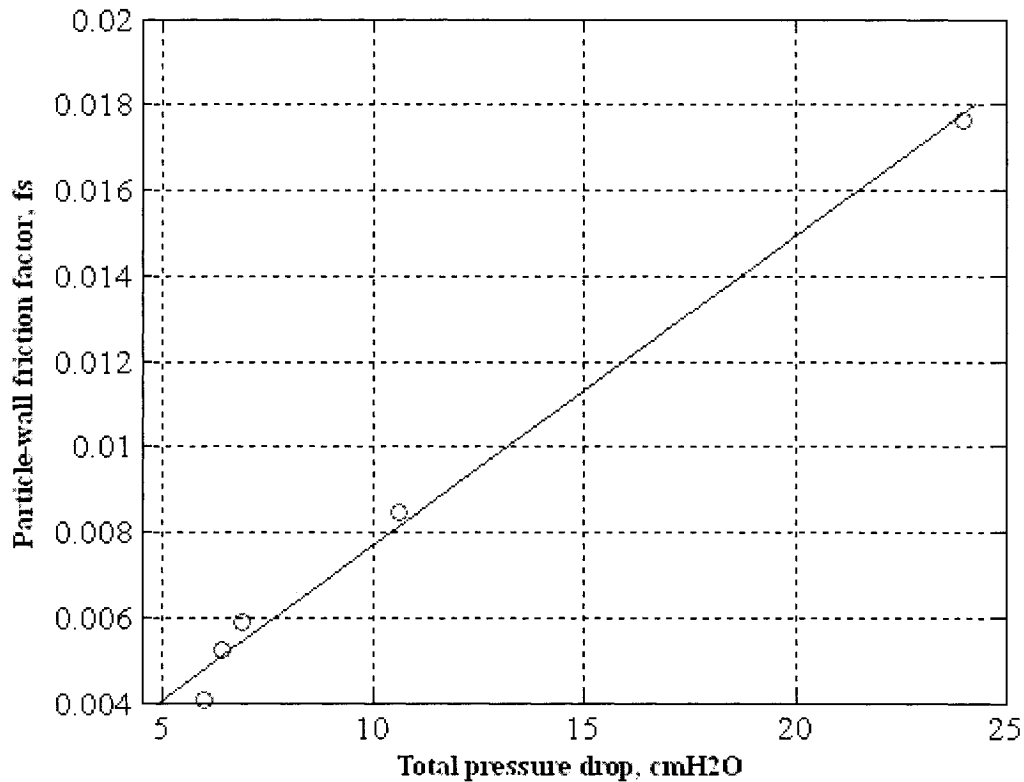


Fig. 5.10 Particle-wall friction factor versus total pressure drop in the ICFB riser

Figure 5.10 presents the variation of the particle-wall friction factor versus the total pressure drop in the ICFB riser. The results obtained shows that the particle-wall friction factor decreases quasi-linearly as the total pressure drop decreases.

5.6.4 Comparison of different results

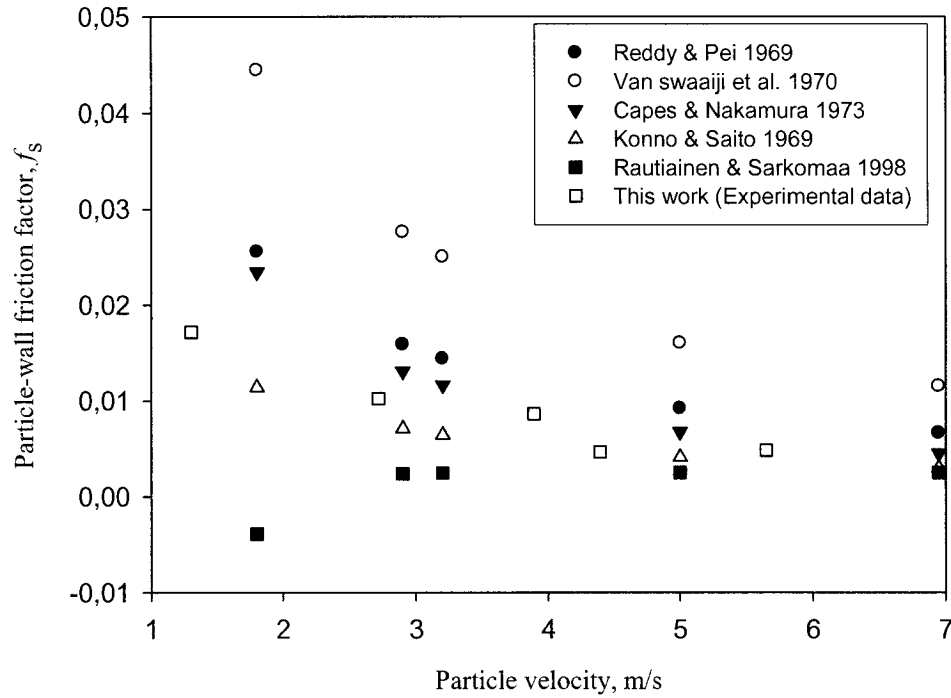


Fig. 5.11 Particle-wall friction factor versus particle velocity in the riser (sand particles)

In order to compare the global results obtained with the results found in the literature, an average of the particle-wall friction factors in the whole riser is calculated.

As shown in Figure 5.11, the particle-wall friction factor decreases, while particle velocity increases. The same tendency is reported in the literature (Figure 5.4), except for Rautiainen and Sarkomaa (1998) who proposed a correlation where the particle-wall friction factor increases from lower values to higher and constant values as the particle velocity increases.

Figure 5.11 also shows the differences between the predictions of some expressions proposed in the literature, which might be explained by small but significant differences in the operating conditions.

We believe that one of the main reasons for differences in predictions proposed in the literature is due to the condition of the riser wall. In almost all the works published in this subject few studies reported the state of the wall. The results obtained from the second set of experiments are presented below.

5.6.5 Variation of particle-wall friction factor versus roughness of the wall surface

The results were obtained in the same system as the one described above but the internal surface of the riser was covered with sandpaper to simulate an extremely rough surface.

Figure 5.12 shows the variation of the particle-wall friction factor versus the gas superficial velocity in a system with a rough riser wall surface. The same trend is conserved as in the case of the smooth riser wall, but with higher values. The particle-wall friction factor increases with an increase in the roughness of the wall surface.

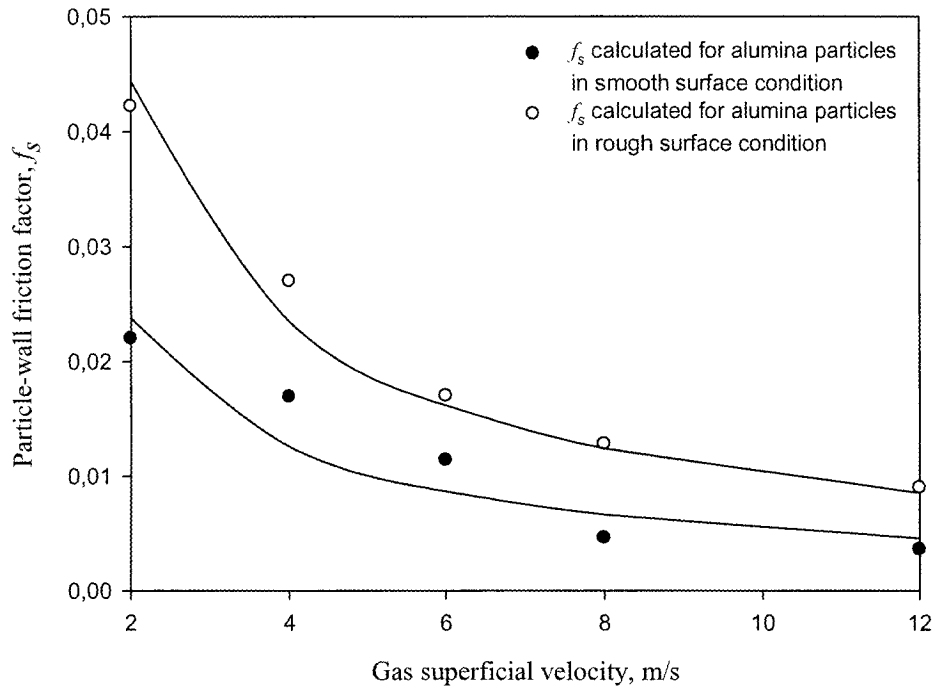


Fig. 5.12 Particle-wall friction factor versus gas superficial velocity (Alumina particles)

Since the roughness of the wall surface is a dynamic mechanism, in other words this property changes with time and the number of operating hours, one cannot speculate about an exact value for the particle-wall friction factor. A boundary for this factor, however, can be determined.

Figure 5.13 presents the domain where the particle-wall friction factor could be located.

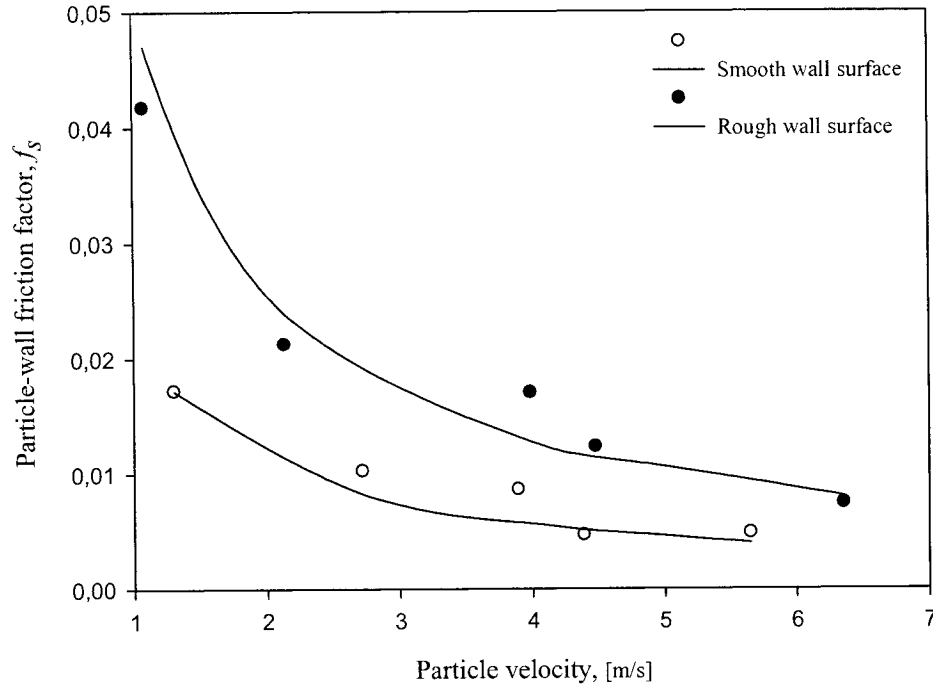


Fig. 5.13 (a) Particle-wall friction factor area versus particle velocity

The domain presented in Figure 5.13(a) is delimited by a lower curve defined by the expression

$$f_s^s = 0.022v_s^{-1.0} \quad (5.12)$$

for particle-wall friction factors for a smooth wall surface, and an upper curve defined by the expression

$$f_s^r = 0.051v_s^{-1.0} \quad (5.13)$$

for particle-wall friction factors for an extremely rough wall surface.

Correlations (5.12) and (5.13) were presented as a function of particle velocity, which is not always an accessible variable, so corresponding expressions were presented below as a function of gas superficial velocity.

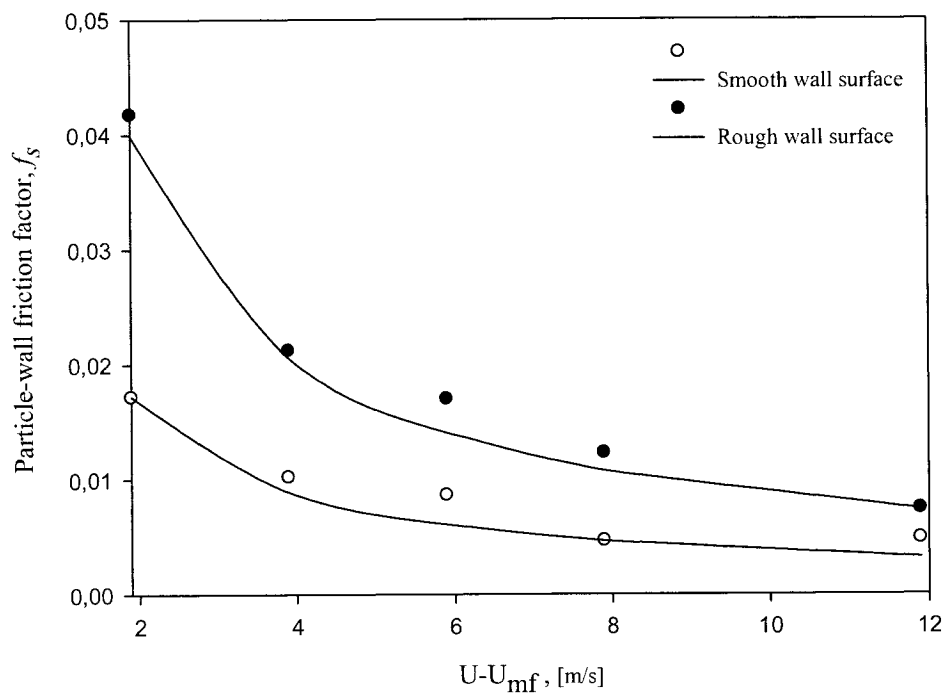


Fig. 5.13 (b) Particle-wall friction factor area versus (U-U_{mf})

$$f_s^s = 0.031(U - U_{mf})^{-0.92} \quad (5.14)$$

$$f_s^r = 0.072(U - U_{mf})^{-0.92} \quad (5.15)$$

Another interesting result presented in Figure 5.14 shows that almost all the expressions found in the literature and reported in Figure 5.10 are located in the area

limited by the two curves (the one for a smooth surface and the other for a rough surface), which confirms our suspicion about the effect of the state of surface wall in predicting the particle-wall friction factor.

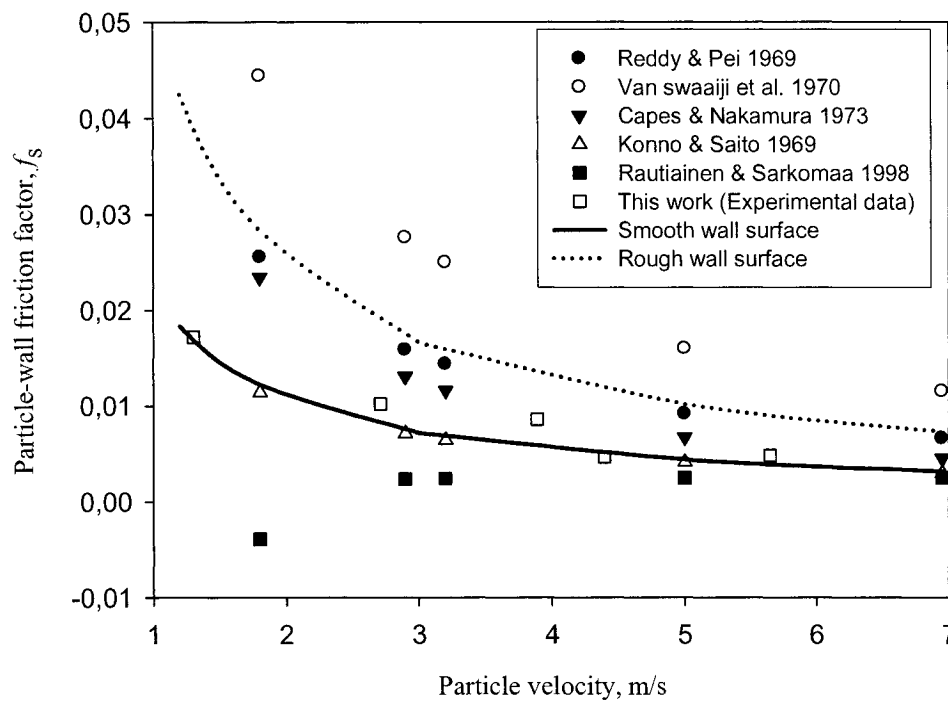


Fig. 5.14 Particle-wall friction factor versus particle velocity in the riser (sand particles)

5.7 Conclusion

The experimental data reported in this article shows that the particle-wall friction factor is not constant along the riser nor when changing the gas superficial velocity.

Depending on the state of the wall surface, a domain area is defined by two curve expressions:

$$f_s^s = 0.022v_s^{-1.0} = 0.031(U - U_{mf})^{-0.92} \text{ for a smooth wall surface; and}$$

$$f_s^r = 0.051v_s^{-1.0} = 0.072(U - U_{mf})^{-0.92} \text{ for a rough wall surface.}$$

The two curves delimit the possible position of the particle-wall friction factor.

Notations

A_p	Surface of spherical particle [m ²]
C_D	Drag coefficient
D	Column diameter in [m].
L	Column length in [m].
R	Riser radius in [m].
Re_p	Reynolds number $Re_p = \frac{\rho_f u_s d_p}{\mu}$
Re_{pt}	Reynolds number $Re_{pt} = \frac{\rho_f U_t d_p}{\mu}$
U	Gas superficial velocity [m/s].
U_{mf}	Minimum fluidization velocity [m/s].
U_t	Solid terminal velocity [m/s].
V_p	Volume of spherical particle [m ³]
W_s	Solid mass flow rate [kg/s].
W_g	Gas mass flow rate [kg/s].
d_p	Mean particle diameter [microns].
f_s	Particle wall friction factor.

r	Distance from the center of the riser in [m].
t	Time in [s].
u_g	Gas velocity in [m/s].
v_s	Solid velocity in [m/s].

Greek letters

ρ_f	Fluid density in [kg/m ³].
ρ_s	Particles density in [kg/m ³].
ε	Void fraction.

5.8 References

- Abbott, M.B., 1966, An Introduction to the method of characteristics. New York, Elsevier.
- Abou-Chakra, H. and Tuzun, U., 1999, Coefficient of friction of binary granular mixtures in contact with a smooth wall. Part I: Direct shear box measurements of the effects of particle size ratio and particle surface roughness. Chemical Engineering Science, 54:24 p. 5901-5912.
- Barth, W., 1962, Flow problems with mixtures of gases and entrained solid particles: Stroemungstechnische probleme bei der foerderung von staubluft-gemischen. Engineers' Digest, 23:11 p. 81-85.
- Breault, R.W. and Mathur, V.K., 1989, High-velocity fluidized bed hydrodynamic modeling. 1. Fundamental studies of pressure drop. Industrial & Engineering Chemistry Research, 28:6 p. 684-688.
- Capes, C.E. and Nakamura, K., 1973, Vertical pneumatic conveying: an experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 51, p. 31-38.

- Garic, R.V., Grbavic, Z.B., and Jovanovic, S.Dj., 1995, Hydrodynamic modeling of vertical non-accelerating gas-solids flow. *Powder Technology*, 84:1 p. 65-74.
- Hariu, O.H. and Molstad, M.C., 1949, Pressure drop in vertical tubes in transport of solids by gases. *Industrial and Engineering Chemistry*, 41, p. 1148-1160.
- Jenike, A.W., 1967, Quantitative design of mass-flow bins. *Powder Technology*, 1:4 p. 237-244.
- Jones, J.H., Braun, W.G., Daubert, T.E., and Allendorf, H.D., 1967, Estimation of pressure drop for vertical pneumatic transport of solids. *AIChE Journal*, 13 p. 608-611.
- Kmiec, A., Mielczarski, S., and Pajakowska, J., 1978, Experimental study on hydrodynamics of a system in pneumatic flash dryer. *Powder Technology*, 20:1 p. 67-74.
- Konno, H. and Saito, S., 1969, Conveying of solids through horizontal and vertical pipes, *J. Chem. Eng. Jpn.*, 2, p.211-217.
- Larachi, F., Chaouki, J., and Kennedy, G., 1995, 3-D mapping of solids flow fields in multiphase reactors with RPT. *AIChE Journal*, 41:2 p. 439-443.
- Larachi, F., Kennedy, G., and Chaouki, J., 1994, A [gamma]-ray detection system for 3-D particle tracking in multiphase reactors. *Nuclear Instruments and Methods in Physics Research Section A: Accelerators, Spectrometers, Detectors and Associated Equipment*, 338:2-3 p. 568-576.
- Lech, M., 2001, Mass flow rate measurement in vertical pneumatic conveying of solid. *Powder Technology*, 114:1-3 p. 55-58.
- Rautiainen, A. and Sarkomaa, P., 1998, Solids friction factors in upward, lean gas-solids flows. *Powder Technology: Proceedings of the 1996 Conference on Pneumatic and Hydraulic Conveying Systems*, Apr 21-25 1996, 95:1 p. 25-35
- Reddy, K.V.S. and Pei D.C.T., 1969, Particle dynamics in solids-gas flow in vertical pipe. *Ind. & Eng. Chem. Fund.*, 8:3 p. 490-352.
- Sarma, K.J.R. and Rao Narasinga, M., 1959, Pneumatic conveyance and continuous fluidization of solids. *Industrial and Engineering Chemistry*, 51, p. 1449-1452.

- Seville, J.P.K., Tüzün, U. and Clift, R., 1997, Processing of particulate solids. Blackie Academic & Professional, London.
- Sokolovskii, V.V., 1965. Statistics of granular media. London UK, Pergamon Press.
- Stemerding, S., 1962, Pneumatic transport of cracking catalyst in vertical risers. Chemical Engineering Science, 17 p. 608-599.
- Van Swaaij, W.P.M., Buurman, C., and van Bruegel, J.W., 1970, Shear stresses on the wall of a dense gas-solids riser. Chemical Engineering Science, 25:11 p. 1818-1820.
- Wen, C. Y., Galli, A.F., 1971. Dilute phase systems. Fluidization.Proceeding. J.F. Davidson and D. Harrison. New York : Academic press inc.
- Yang, W., 1978, Acorrelatiion for solid friction factor in vertical pneumatic conveying lines. AIChE Journal, 24 p. 548-552.
- Yang, W., 1973, Estimating the solid particle velocity in vertical pneumatic conveying lines. Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals, 12 p. 349-352.
- Yerushalmi, J. and Cankurt, N.T., 1979, Further studies of the regimes of fluidization. Powder Technology, 24:2 p. 187-205.
- Yousfi, Y. and Gau, G., 1974, Aerodynamique de l'écoulement vertical de suspensions concentrées gaz-solide 2: Chute de pression et vitesse relative gaz-solide. Chemical Engineering Science, 29:9 p. 1947-1953.

Chapitre VI

6. CALCUL DU COEFFICIENT DE TRAÎNÉE DANS LES ÉCOULEMENTS ASCENDANTS SOLIDE-GAZ

6. 1 Présentation de l'article

Le deuxième paramètre clé jugé indispensable pour une éventuelle modélisation du LFCI, ou toute unité où la zone d'accélération est non négligeable, est le coefficient de traînée.

Lors de cette étude, le coefficient de traînée a été calculé et les effets de la vitesse et de l'accélération des particules ainsi que de la force de Basset sur le calcul de ce dernier ont été analysés dans un riser d'un LFCI.

La technique de traçage par particule radioactive a permis de localiser la position de la particule à chaque 10 ms pendant des heures d'expériences dans le LFCI et ainsi de construire les diverses trajectoires de la particule. À partir de la vitesse, de l'accélération de la particule et de l'équation de la trajectoire, le coefficient de traînée est calculé. Pour cela, des expériences ont été effectuées avec des particules de sable et d'alumine pour des vitesses superficielles du gaz variant de 2 à 12 m/s. Une nouvelle corrélation pour calculer le coefficient de traînée dans les écoulements ascendants diphasique solide-gaz est proposée. L'expression proposée tient compte de

l'accélération des particules et de la force de Basset. Les corrélations trouvées dans la littérature sont revues et comparées aux résultats obtenus lors de ce travail. Ensuite, une analyse numérique est effectuée en utilisant un modèle unidimensionnel à deux phases. L'analyse montre que l'expression proposée est en bon accord avec différents résultats expérimentaux de la littérature ($G_s=29, 50$ et $240 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$; $U=4.2, 5.8$ et 8.5 m/s ; $D=0.05, 0.2$ et 0.4 m ID).

Effective Drag Coefficient Investigation in the Acceleration Zone of an Upward Gas-Solid Flow

R. Mabrouk, J. Chaouki, C. Guy

(Accepté pour publication au journal Chemical Engineering Science, 2006)

6.2 Abstract

A new correlation has been developed for the purpose of evaluating the effective drag coefficient of gas-solid systems of ascending flow. In the proposed expression, the effects of particle acceleration in the acceleration zone and Basset force have been considered.

The radioactive particle-tracking measurement technique (RPT) was used to obtain a dynamic picture of particle trajectory in the system. The Cartesian coordinates (x, y and z) of the radiotracer were registered every 10 ms and other useful variables, such as particle velocity, particle velocity fluctuation and acceleration, were calculated. The effects of particle velocity, acceleration and Basset force on the measurement of the drag coefficient were investigated in the Internal Circulating Fluidized Bed (ICFB). The experiments were carried out using sand and alumina particles in an ICFB unit with a 1 m riser length and a 0.052 m riser diameter. The gas velocity range studied was between 2 and 12 m/s. The most common correlations for calculating the drag coefficient were reviewed and compared to the one developed in this work. Numerical analysis of the one-dimensional two-phase flow model demonstrates that the drag coefficient proposed here is in good agreement with experimental data and covers a

variety of operating conditions ($G_s = 29, 50$ and $240 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$; $U = 4.2, 5.8$ and 8.5 m/s ; $D = 0.05, 0.2$ and 0.4 mID).

6.3 Introduction

With the current rapid progress in computer science, hydrodynamic modeling of biphasic gas-solid flow is no longer a dream. Models developed and used in Computational Fluid Dynamics codes (CFD) and/or simple unidirectional models give a certain degree of understanding of phenomena occurring in the system.

These models are usually a set of mathematical equations -continuity, energy and momentum equations- containing parameters developed from experimental data. The drag coefficient encountered in the drag force is a concrete example of such a parameter.

In spite of the efforts made by scientists to better understand and model the momentum transfer between gas and solid phases through the force called drag force, the results still do not meet the expectations of the engineering and scientific communities. Reviewing previous work done on the characterization of drag forces in fluidized systems, three categories of expressions were determined:

- Semi-empirical correlation expressions developed based on data from pressure-drop measurements. Typical and well-known examples of this are the expressions developed by Ergun (1952) and Wen and Yu (1966).
- Expressions developed based on bed expansion. Correlations link the superficial velocity of the fluid to the bed expansion (e.g. Richardson Zaki (1954)).
- Expressions developed based on numerical simulation. This type of expression is based on simulation of the flow around particles, taking particle interactions into consideration. (e.g. Lattice Boltzmann simulation).

The drag force is often given by one of the following expressions:

$$F_D = \frac{1}{2} C_D \cdot A_p \cdot \rho_g \cdot (u_g - u_p) \cdot |u_g - u_p| \quad (6.1)$$

$$F_D = \beta (u_g - u_p) \quad (6.2)$$

where β represents the gas-solid momentum transfer coefficient.

In expression (6.1) the drag coefficient C_D is explicit while in expression (6.2) it is implicit. Table 6.1 summarizes some of the expressions found in the literature representing the gas-solid momentum transfer coefficient.

The correlations developed to express the drag coefficient are many and various. Decades ago, Torobin and Gauvin (1961), Ko and Graf (1972) and others concluded that the drag coefficient in fluidization modeling could not be calculated or deduced from the standard curve. Many expressions developed before the 1970s were reported

by Clift et al. (1978). Table 6.2 summarizes some of the most commonly used and recent expressions.

Ding and Gidaspow (1990) and many other scientists and researchers working on CFD simulation in general, suggested the correlation proposed by Ergun for the condition of gas holdup $\varepsilon_g \leq 0.8$ and the correlation proposed by Wen and Yu (1966) for gas holdup $\varepsilon_g > 0.8$. The correlations developed for the drag coefficient C_D can be classified into two categories, a composed and a non-composed C_D . The first class is usually formed by C_{D0} , the drag coefficient around a spherical particle and a correction function f to consider the effect and interactions of surrounding particles (Moustoufi and Chaouki (1999), Di Felice (1994) among others). In the second class C_D is expressed in one formula, which includes particle-particle interactions through solid holdup (e.g. Haider and Levenspiel (1989)). The inconvenience involved in using the expressions developed from the first class lies in the fact that most of the expressions and correlations found in the literature were developed for free-falling particle conditions in liquid-solid media and extrapolated to upward gas-solid flow. At this point a question arises: are the phenomena occurring in gas-solid fluidization well represented?

In this study, a new correlation is developed for the purpose of evaluating the effective drag coefficient of gas-solid systems of ascending flow. In the expression proposed, the effects of particle acceleration and the Basset force are considered.

6.4 Particle motion through fluids

Most contributions to the analysis of dispersed-phase behavior in continuous flow fields are based on force balance. Let us consider Figure 6.1, where the most relevant forces exerted on spherical solid are listed below:

- $F_i = -\rho_s V_p \frac{du_p}{dt}$ inertial force (6.3)

- $F_g = \rho_s V_p g$ gravitational force (6.4)

- $F_b = -\rho_g V_p g$ buoyancy force (6.5)

- $F_D = \frac{1}{2} \rho_g A_p C_D (u_g - u_p) |u_g - u_p|$ drag force (6.6)

In turbulent regime flows, other forces should be considered such as the added mass and particle history force. The added mass is defined as the acceleration of the fluid displaced by the particle acceleration Clift et al. (1978), while particle history force is described as the integral of all past particle accelerations. This force has been first investigated by Boussinesq (1885), then by Basset (1888) where it took the name Basset force, and is often taken into account in accelerating flow at stokes regime. The Basset term constitutes an instantaneous flow resistance. The form of the Basset force arises from generation of vorticity at the surface of the particle to diffuse into surrounding fluid to describe the initial motion of particle, Seville et al. (1997). It becomes substantial when the solid particle is accelerated at high rate, the observed

drag force becomes many times that due to steady state drag coefficient Thomas (1992). This was also shown by Hughes and Gilliland (1952)

For spherical particles at low Reynolds numbers in fluid at rest, Basset force has the following form:

$$F_{Basset} = \frac{3d_p^2\mu}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\gamma}} \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_p/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \quad \text{Basset force} \quad (6.7)$$

This equation was extended by Tchen (1947), in case of moving fluid, to the following

$$F_{Basset} = \frac{3d_p^2\mu}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\gamma}} \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \quad (6.8)$$

where u_r is the particle relative velocity.

At high Reynolds numbers the effect of convective acceleration of the gas surrounding the particles is important. To incorporate this effect in the previous formulas, modification of the expression is required, Odar and Hamilton (1964). A correcting factor was incorporated in Basset force formula

$$F_{Basset} = \frac{3d_p^2\mu}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\gamma}} C_B \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \quad (6.9)$$

$$\text{Where } C_B = 0.48 + \frac{0.52 An^3}{(1 + An)^3} \quad (6.10)$$

$$\text{and } An = \frac{|du_r/dt|}{u_r^2} d_p \quad (6.11)$$

Karanfilian and Katos (1978) conducted experiment at $100 < Re < 1000$ and found that $C_B=1$ as given in creeping flows by Mei et al. (1991).

In 1984 Reeks and Mckee demonstrated the importance of another term in the Basset expression, so they introduced a new term to the original Basset force to account for the initial velocity. The formula proposed is as follows:

$$F_{Basset} = \frac{3d_p^2\mu}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\gamma}} \left(\frac{u_{ro}}{\sqrt{\tau}} + \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \right) \quad (6.12)$$

The expression (6.12) was later used by Vojir and Michaelides (1993) and by Fritsching in 2004.

Further force contributions and influences may be included in the particle force balance, such as: particle-particle interactions in swarms of particles at higher solid concentrations F_{p-p} , the added mass F_{Added} and the electrostatic force $F_{ele.}$. Considering all the contribution forces, the particle trajectory equation in turbulent flow is as follows:

$$F_i + F_D + F_g + F_b + F_{Basset} + F_{Added} + F_{p-p} + F_{ele.} = 0 \quad (6.13)$$

6.5 Experimental setup

The experimental apparatus is illustrated in Figure 6.2. It is a cold model representing an ICFB. Milne et al. (1992) were the first to pioneer this technology. Briefly, the ICFB consists of two coaxial tubes of different heights, which delimit two zones, a riser zone and an annulus zone. The two zones are characterized by two different regimes: a

moving bed in the annulus and fast fluidization in the riser. The solid is fed to the annulus zone where it is maintained at minimum fluidization, so as to enhance the fluidity of the solid. The solid circulates from the annulus to the riser through the orifices made in the bottom of the riser, and then is conveyed along the central tube.

At the exit, the solid is separated from the gas via a separator device made for this purpose. The primary air enters the unit from the bottom of the riser and the secondary air enters laterally the bottom of the annulus zone. Primary and secondary airs are completely independent. In this work, no secondary air was injected.

In order to minimize the electrostatic forces generated in both the riser and the annulus, thin metallic wires, connected to the ground, are implemented in away that they are permanently in touch with the ICFB wall

Several experiments were run for different solids at various gas superficial velocities ranging from 2 to 12 m/s. Air was used, at ambient conditions, as a fluidizing medium. Table 6.3 summarizes some of the physical properties of the solids used. The particles size distributions are presented in Figure 6.3. The mean particle diameter is calculated

using the following formula:
$$d_p = \frac{1}{\sum (x_i/d_{pi})} \quad (6.14)$$

6.6 Measurement technique and procedure

The radioactive particle tracking (RPT) technique was used during this work. A radioactive tracer is used to track the behavior of the solid in the ICFB. The photons emitted from the tracer are counted by the discriminators, which are linked to the detectors surrounding the column. The RPT data consists of locating the particle positions (x, y and z) at each time point, with absolute errors of 2 mm for x and y coordinates and 3 mm for the z coordinate. A sampling time of 10 ms was used for the duration of the experiments. A set of particle trajectories followed by the tracer for a five-hour experiment was produced. From the spatial coordinates and the sampling time, the dynamic properties of the solid were calculated as follows:

$$u_p (u_{p,x} = dx/dt, u_{p,y} = dy/dt, u_{p,z} = dz/dt) \quad (6.15)$$

The program, developed earlier by Larachi et al. (1994, 1995), was used with some modifications to account for the annulus and riser zones, which are characterized by two different attenuations. The tracer used had the same physical properties (ρ_s , d_p) as the medium in which it was dropped. Proportional mixtures of scandium oxide and silica were prepared to make particles with the same densities as sand and alumina.

In this work the last three force contributions in the particle trajectory equation (6.13) were neglected. The added mass force is neglected because of its little impact on the particle trajectory Clift et al. (1978). Armenio and Fiorotto (2001) demonstrated the

importance of Basset force compared to added mass force. The particle-particle interactions were neglected as well, since we operated at diluted regime $\varepsilon_g < 1\%$. Concerning the electrostatic force the unit is grounded in such way that the effect of the electrostatic force is insignificant.

Under these conditions, the particle trajectory equation in turbulent flow becomes

$$\rho_s V_p \frac{du_p}{dt} = \frac{1}{2} \rho_g A_p C_D |u_g - u_p| (u_g - u_p) - (\rho_s - \rho_g) V_p g - \frac{3d_p^2 \mu}{2} \sqrt{\frac{\pi}{\gamma}} \left(\frac{u_{ro}}{\sqrt{\tau}} + \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \right) \quad (6.16)$$

where τ and C_D are the particle relaxation time and drag coefficient, respectively.

Assuming that in the condition of fast fluidization the gas velocity profile is radially uniform in the riser, the effective drag coefficient can be given by the following expression:

$$C_D = \frac{(\rho_s - \rho_g) d_p g}{3 \rho_g |u_g - u_p| (u_g - u_p)} + \underbrace{\frac{\rho_s d_p (du_p/dt)}{3 \rho_g |u_g - u_p| (u_g - u_p)}}_{\text{Particle acceleration term}} + \underbrace{\frac{3 \sqrt{\frac{\gamma}{\pi}} \left(\frac{u_{ro}}{\sqrt{\tau}} + \int_{t_0}^{\tau} \frac{du_r/dt}{\sqrt{\tau-t}} dt \right)}{|u_g - u_p| (u_g - u_p)}}_{\text{Particle historical / Basset force term}} \quad (6.17)$$

Particle acceleration, gas velocity and particle velocity are the three unknown variables in the equation (6.17), which we calculated from the RPT data.

In general, the second term on the right hand side of equation (6.17), which represents the acceleration of the particles, and the third term, which represents the history of the particles' trajectory in expression (6.17) are omitted for several reasons. In this study a sensitivity analysis of both the second and third terms was done.

6.7 Results and discussion

Drag coefficients were calculated from the experimental data, using expression (6.17) presented above. Three cases were distinguished:

1. both particle acceleration and Basset force are neglected, C_D
2. particle acceleration is accounted for but Basset force is not, C_D'
3. both particle acceleration and Basset force are accounted for, C_D'' .

The experimental results obtained for sand and alumina particles are presented in the figures below.

Figure 6.4 shows the variations of different drag coefficients (C_D , C_D' , C_D''), calculated for sand particles versus a particle Reynolds number. It shows the sensitivity of the drag coefficient to different terms (particle acceleration and Basset force) appearing in the C_D expression. For all three cases, the C_D values have exponential profiles, which are similar to those reported in the literature, varying from a high value at a low particle Reynolds number and a low value at a high particle Reynolds number. A comparison of the three cases presented in Figure 6.4 shows that at a low particle Reynolds number ($Re_p < 80$) the calculated drag coefficients are different, while at a high particle Reynolds number ($Re_p > 80$) the C_D , C_D' and C_D'' are quite similar.

The same observations can be made for the experiments done with alumina particles. Figure 6.5 shows the different drag coefficients calculated versus the particle Reynolds number for alumina particles. The main point to be gleaned from these results is that at

low Re_p the effects of particle acceleration and the Basset force or particle history are non-negligible. In this case one should take these factors into account when evaluating the drag coefficient.

A comparison of different drag coefficients for sand particles calculated in this work and others found in the literature is presented in Figure 6.6. Figure 6.6 shows that the difference between different drag coefficient predictions is important at low Re_p , especially, compared to the drag coefficient prediction proposed by Makkawi and Wright (2003) which incorporate a particle acceleration term.

From the curves presented in Figure 6.6, it is clear that there is a divergence between all the correlations, even though they all agree on the fact that the standard curve cannot be used for the gas-solid system. The best way to compare these formulae is by using different expressions developed in the literature for the drag coefficient in a hydrodynamic model and comparing the model predictions to the experimental data.

In order to verify and quantify the effect of different correlations on pressure-drop prediction along a riser, the experimental results obtained are correlated by the following expression in the Re_p range studied.

The formula proposed is:

$$C_D = \alpha Re_p^{-\beta} \quad (6.18)$$

where, α and β are constants, equal to 4330 and 2, respectively. Re_p is a particle Reynolds number. The expression proposed is calculated based on data obtained in gas-solid fluidized systems, where both particle acceleration and particle history are

considered. The fitting curve of the experimental data obtained for both sand and alumina particles, is presented in Figure 6.7. This equation reasonably covers the range of Re_p studied in this work within an R-square value of almost 85 %.

6.7.1 Model equations

The model chosen to evaluate the impact of the proposed effective drag coefficient on the pressure-drop prediction is the one-dimensional two-phase fluid flow model. Despite the fact that these kinds of models are global and averaged models, the results obtained are considerable and very useful. The model consists of a system of four differential equations:

- Continuity equations, in both gas and solid phases;
- A momentum equation of the gas-solid system; and
- A momentum equation for the solid phase.

There are many varieties of this class of models. Usually the last equation distinguishes between each of them. In this work the following model known by Nakamura and Capes (1973) is used:

1. Continuity equation for the gas phase,

$$\frac{d(\rho_g \varepsilon u_g)}{dz} = 0 \quad (6.19)$$

2. Continuity equation for the solid phase,

$$\frac{d(\rho_s \varepsilon_s u_p)}{dz} = 0 \quad (6.20)$$

3. Momentum equation for the gas-solid system,

$$\rho_s \frac{d(\varepsilon_s u_p^2)}{dz} + \rho_g \frac{d(\varepsilon u_g^2)}{dz} = -\frac{dP}{dz} - (\varepsilon_s \rho_s + \varepsilon \rho_g)g - F_w - F_p \quad (6.21)$$

4. Momentum equation for the solid phase (Nakamura and Capes model),

$$\rho_s u_p \frac{du_p}{dz} = F_D - \frac{dP}{dz} - \rho_s g \quad (6.22)$$

F_w , F_p and F_D are gas-wall friction force, particle-wall friction force and drag force, respectively. F_w and F_p are expressed by the Fanning equation and the modified Fanning equation.

$$F_w = \lambda \frac{2 \rho_g \varepsilon u_g^2}{D}, \text{ where } \lambda \text{ is the Fanning factor given by the Blasius expression.} \quad (6.23)$$

$$F_p = f \frac{2 \rho_s \varepsilon_s u_p^2}{D}, \text{ where } f \text{ is particle-wall friction factor given by Stemmerding (1962).} \quad (6.24)$$

The system above is solved for different C_D by using the fourth order Runge-Kutta method.

6.8 Comparison of model results and experimental data

The results of numerical solutions for equations (6.19) to (6.22) are shown in Figures 6.8, 6.9 and 6.10 and compared with the experimental data. Experimental data was taken from two sources: the modeling exercise proposed at Fluidization VIII for evaluating the best model able to predict hydrodynamic properties along the riser (axial

pressure drop profile, axial and radial gas hold-up) and the experimental data from the work done by Pugsley and Berutti (1996).

Theoretical predictions of the pressure drop along the riser for the model described above at different drag coefficients, C_D , (C_D as proposed by Wen and Yu and as proposed by us,) and several experimental conditions are presented in Figures 6.8, 6.9 and 6.10. Figure 6.8 shows the axial pressure drop profile along the riser. The model, using the drag coefficient in which particle acceleration and Basset force are omitted, poorly predicts the experimental data under the conditions presented above. The same model, taking into consideration the particle acceleration and Basset force in the drag coefficient expression predicts well the pressure drop profile trend. This figure shows the difference between the pressure drops predicted using the effective drag coefficient correlation developed in this work and the one developed by Wen and Yu (1966).

The same observations can be made for other experimental conditions presented in Figures 6.9 and 6.10, in which the model predictions are compared with experimental data from the modeling exercise at the Fluidization VIII conference and Pugsley and Berutti (1996). Figures 6.8, 6.9 and 6.10, show us what a difference neglecting the particle acceleration and Basset force terms makes. It is clear that particle acceleration and Basset force have a considerable impact on drag coefficient calculations.

In order to test the sensitivity of the predictive model to the friction factor correlation used, three friction factor correlations (Capes and Nakamura 1973, Reddy and Pei 1969 and Rautiainen and Sarkomaa 1998) are incorporated in the model. Figure 6.11 presents a comparison of different pressure drop predicted by the model using the drag

coefficient proposed in this work in conjunction with one of the friction factor correlations listed above and the data from the work of Pugsley and Berutti (1996). Figure 6.11 also shows clearly that for the correlations used the model is insensitive to the friction factor correlations tested.

6.9 Conclusion

A new correlation for the drag coefficient is proposed in which the acceleration and Basset forces are considered:

$$C_D = 4330 * \text{Re}_p^{-2}$$

The correlation is developed from experimental data obtained in ICFB lab-scale using sand and alumina particles for several gas superficial velocities.

The importance of particle acceleration and Basset force terms is proven in a comparison with different experimental data from the literature. Numerical analysis of the one-dimensional two-phase flow model demonstrates that the drag coefficient proposed here is in good agreement with experimental data and covers a variety of operating conditions ($G_s = 29, 50$ and $240 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$; $U = 4.2, 5.8$ and 8.5 m/s ; $D = 0.05, 0.2$ and 0.4 m ID), while the usual drag coefficient expression fails to predict the axial pressure drop profile.

Notations

A_p	Surface area of a particle, m^2
C_D	Drag coefficient
D	Riser diameter, m
DP/DZ	pressure drop, Pa/m
G_s	Solid flow rate, $kg/m^2 s$
Re	Reynolds number, $Re = \frac{\rho_g U D}{\mu}$
Re_s	Particle Reynolds number, $Re_p = \frac{\rho_g d_p \varepsilon (u_g - u_p)}{\mu}$
Re_p	Reynolds number, $Re_s = \frac{\rho_g d_p u_p}{\mu}$
$Re_{p,t}$	Reynolds number, $Re_{s,t} = \frac{\rho_g d_p u_t}{\mu}$
U	Gas superficial velocity, m/s
V_p	Volume of the particle, m^3
c	Sphericity, $\pi d_A / P_p$
d_A	Particle mean diameter, $\sqrt{4A_p / \pi}$, m
d_p	Particle mean diameter, $\sqrt[3]{6V_p / \pi}$, m
f	Particle-wall friction factor
g	Gravity acceleration, m/s^2

u_g	Gas velocity, m/s
u_r	Relative velocity ($u_g - u_p$) , m/s
u_{ro}	Relative velocity ($u_g - u_p$) _{t=0} , m/s
u_p	Particles velocity, m/s
t	Time, s
x_i	Weight fraction

Greek Letters

ρ_s	Solid density, kg/m ³
ρ_g	Gas density, kg/m ³
μ	Gas viscosity, Pa.s
γ	Kinematic viscosity, m ² /s
τ	Particles relaxation time $\tau = \frac{d_p^2 \rho_s}{18\mu}$, s
ε	Gas hold-up
ε_s	Solid hold-up
β	Momentum transfer coefficient
λ	Gas-wall friction factor, $\lambda = \frac{0.0791}{Re^{0.25}}$

6.10 References

- Armenio, V. and Fiorotto, V., 'The importance of the forces acting on particles in turbulent flows', *Physics of Fluids*, Vol. 13, 2437 (2001).
- Basset A.B., 'Treatise on hydrodynamics', Deighton Bell, London (1888).
- Boussinesq, V.J., 'Sur la résistance qu'oppose un liquide indéfini en repos', *C.R. Acad. Sci. Vol. 100*, 935 (1885).
- Capes, C.E. and Nakamura, K., 'Vertical pneumatic conveying: an experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes', *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 51, 31 (1973).
- Clift, R. and Gauvin W.H., 'Motion of entrained particles in gas streams', *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 49, 439 (1971).
- Clift, R., Grace, J.R., Weber, M.E., 'Bubbles, drops, and particles', Academic Press, New York (1978).
- Di Felice, R., 'The voidage function for fluid particle interaction systems', *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 20, 153 (1994).
- Ding, J. and Gidaspow, D. 'A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow', *A.I.C.H.E Journal*, Vol. 36, 523 (1990).
- Ergun, S., 'Fluid flow through packed columns'. *Chem. Eng. & Proc.*, Vol. 48, 89 (1952).
- Fritsching, U., 'Spray simulation/Modeling and numerical simulation of sprayforming metals', Cambridge University Press (2004).
- Gibilaro, L.G., Di Felice, R. and Walderam, S.P., 'Generalized friction factor and drag coefficient correlations for fluid particle interactions', *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 40, 1817 (1985).
- Grbavcic, Z.B., Garic, R.V., Jovanovic, S.Dj. and Rozic, Lj.S., 'Hydrodynamic modeling of vertical accelerating gas-solids flow', *Powder Technology*, Vol. 94, 91 (1997).

- Haider, A. and Levenspiel, O., 'Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles', *Powder Technology*, Vol. 58, 63 (1989).
- Happel, J., 'Viscous flow in multi-particle systems: Slow motion of fluids relative to beds of spherical particles', *AIChE Journal*, Vol. 4, 197 (1958).
- Hughes, R.R. and Gilliland, E.R., 'The mechanics of drops', *Chem. Eng. Prog.*, Vol. 48, 497 (1952).
- Kürten, H., Raasch, J., and Rumpf, H., 'Chemie Ingenieur Technik', Vol. 38, 941 (1966) in Zhang, Y. and Reese J.M., 'The drag force in two-fluid models of gas-solid flows', *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 58, 1641 (2003).
- Jie, L., Kuipers, J.A.M., 'Gas-particle interactions in dense gas-fluidized beds', *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 58, 711 (2003).
- Ko, S.G. and Graf, W.H., 'Drag coefficient of cylinders in turbulent flow', *Journal of Hydraulics Division*, Vol. 98, 897 (1972).
- Larachi, F., Chaouki, J., Kennedy G., 'A γ -ray detection system for 3-D particle tracking in multiphase reactors', *Nuc. Instr. and Meth. A.*, Vol. 338, 568 (1994).
- Larachi, F., Chaouki, J., Kennedy, G., '3-D mapping of solids flow fields in multiphase reactor with RPT', *AIChE J.*, Vol. 41, 439 (1995).
- Littman, H., Morgan III, M.H., Paccione J.D. and Javanovic S.Dj., 'Modeling and measurement of the effective drag coefficient in decelerating and non-accelerating turbulent gas-solids dilute phase flow of large particles in a vertical transport pipe', *Powder Technology*, Vol. 77, 267 (1993).
- Makkawi Y.T. and Wright P.C., 'The voidage function and effective drag force for fluidized beds', *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 58, 2035 (2003).
- Mei, R., Lawrence, C.J. and Adrian, R.J., 'Unsteady drag on sphere at finite Reynolds number with small fluctuations in the free-stream velocity', *J. Fluid Mech.*, Vol. 233, 613 (1991).
- Milne, B.J., Berutti, F. and Behie, L.A., 'Solids circulation in an internally circulating fluidized bed (ICFB) reactor', *Proceeding of the 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization*, Brisbane, Australia, 235 (1992).

- Mostoufi, N. and Chaouki, J., 'Prediction of effective drag coefficient in fluidized beds', Chem. Eng. Sc., Vol. 54, 851 (1999).
- Nakamura, K. and Capes, C. E., 'Vertical pneumatic Conveying: A Theoretical Study of Uniform and Annular Particle Flow Models', The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 51, 39 (1973).
- Odar, F. and Hamilton, W.S., 'Forces on a sphere accelerating in a viscous fluid', J.Fluid Mech, Vol. 18, 302 (1964).
- Pugsley, T.S. and Berutti, F., 'A predictive hydrodynamic model for circulating fluidized bed risers', Powder Technology, Vol. 89, 57 (1996).
- Rautiainen, A. and Sarkomaa, P., 'Solids friction factors in upward, lean gas-solids flows', Powder Technology, Vol. 95, 25 (1998).
- Reddy, K.V.S. and Pei D.C.T., 'Particle dynamics in solids-gas flow in vertical pipe', Ind. & Eng. Chem. Fund., Vol. 8, 490 (1969).
- Reeks, M.W. and McKee, S., 'The dispersive effects of Basset history forces on particle motion in a turbulent flow', Phys. Fluids, Vol. 27, 1573 (1984).
- Richardson, J.F. and Zaki, W.N., 'Sedimentation and fluidisation', Trans. Inst. Chem. Engrs, Vol. 32, 35 (1954).
- Rowe, P.N., 'A convenient empirical equation for estimation of Richard-Zaki exponent', Chem. Eng. Sc., Vol. 42, 2795 (1987).
- Schiller, L., Naumann A. and Naumann Z., 'Ver. Dtsch. Ing.', Vol. 77, 318 (1935), in Helland, E., Occelli, R. and Tadrist L., 'Numerical study of cluster formation in a gas-particle circulating fluidized bed', Powder Technology, Vol. 110, 210 (2000).
- Seville, J.P.K., Tüzün, U. and Clift, R., 'Processing of particulate solids', Blackie Academic & Professional, London (1997).
- Stemerding, S., 'Pneumatic transport of cracking catalyst in vertical risers', Chem. Eng. Sci., Vol. 17, 608 (1962).
- Tchen, C.M., Ph.D. Thesis, Univ. Delft (1947).

- Thomas, P.J. 'On the influence of the Basset history force on the motion of a particle through a fluid', *Phys. Fluids A*, Vol. 4, 2090 (1992).
- Torobin, L.B. and Gauvin, W.H., 'The drag coefficients of single spheres moving in steady and accelerated motion in a turbulent fluid', *AIChE Journal*, Vol. 7, 615 (1961).
- Tran-cong, S. Gay, M., and Michaelides, E. E., 'Drag coefficients of irregularly shaped particles', *Powder Technology*, Vol. 139, 21 (2004).
- Vojir. D.J. and Michaelides, E.E., 'Effet of the history term on the motion of rigid spheres in viscous fluid', *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 20, 547 (1994).
- Wen, C.Y. and Yu, Y.H., 'Mechanics of fluidization', *AIChE Journal*, Vol. 62, 100 (1966).

LIST OF CAPTIONS

Fig. 6.1 Force balance

Fig. 6.2 Experimental setup

Fig. 6.3 Particle size distributions; (a) Sand particles, (b) Alumina particles

Fig. 6.4 Effective drag coefficient versus particle Reynolds number (Sand particles)

Fig. 6.5 Effective drag coefficient versus particle Reynolds number (Alumina particles)

Fig. 6.6 Comparison of different drag coefficients correlation versus Re_p

Fig. 6.7 Correlated experimental data C_D versus Re_p

Fig. 6.8 A comparison of the numerical simulation of a one-dimensional two-phase flow model and experimental data ($U = 4.2$ m/s, $G_s = 50$ kg/m².s, $D = 0.4$ m, $d_p = 120 \cdot 10^{-6}$ m, $\rho_s = 2600$ kg/m³)

Fig. 6.9 A comparison of the numerical simulation of a one-dimensional two-phase flow model and experimental data ($U = 5.8$ m/s, $G_s = 29$ kg/m².s, $D = 0.2$ m, $d_p = 175 \cdot 10^{-6}$ m, $\rho_s = 2145$ kg/m³)

Fig. 6.10 A comparison of the numerical simulation of a one-dimensional two-phase flow model and experimental data from Pugsley and Berutti (1996) ($U = 8.5$ m/s, $G_s = 240$ kg/m².s, $D = 0.05$ m, $d_p = 208 \cdot 10^{-6}$ m, $\rho_s = 2580$ kg/m³)

Fig. 6.11 A comparison of pressure drop predicted by the model, using the drag coefficient expression proposed in this work in conjunction with different friction factor correlations, to the experimental data from the literature (Pugsley and Berutti (1996)).

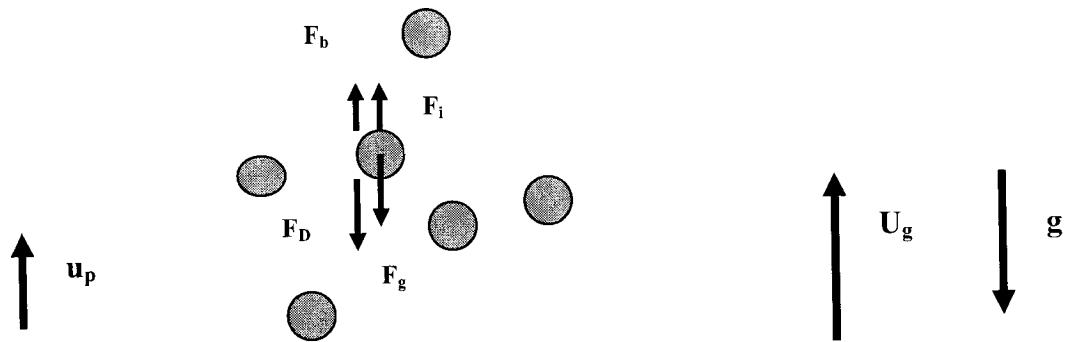


Figure 6.1

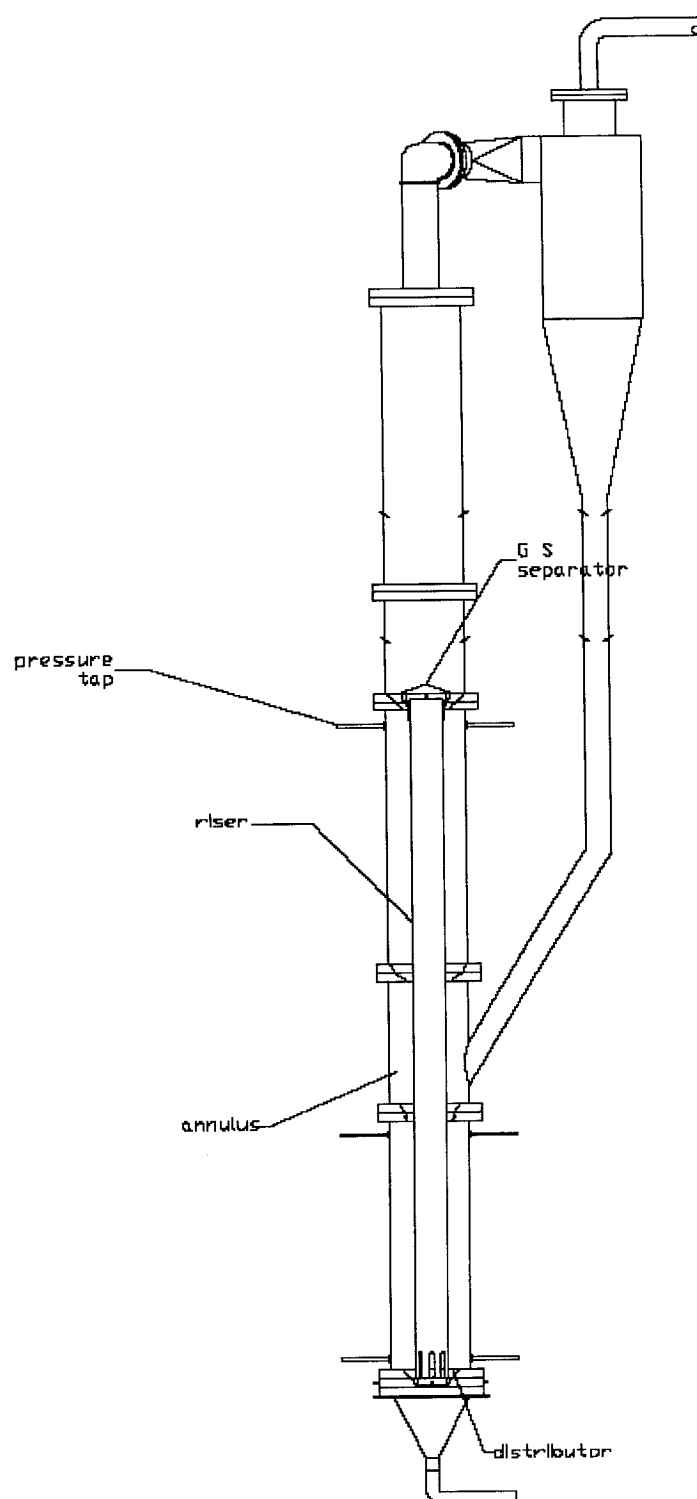
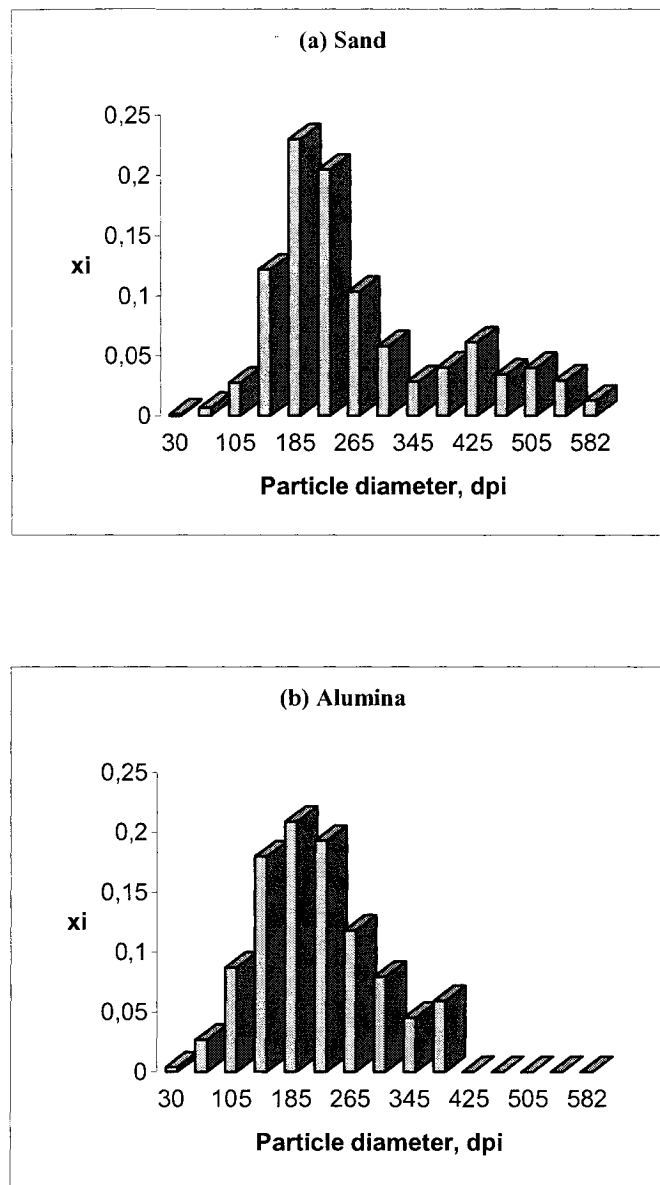
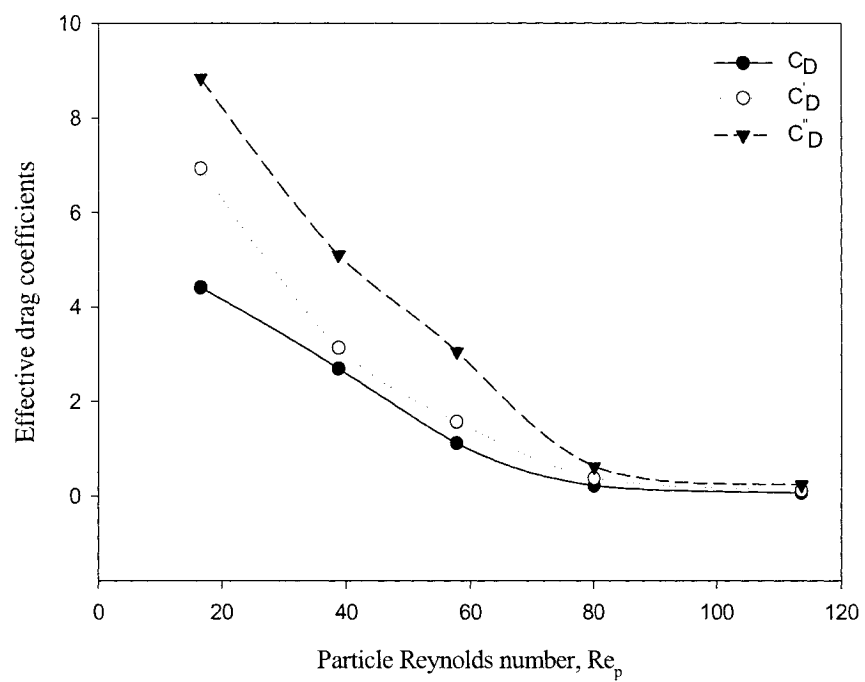
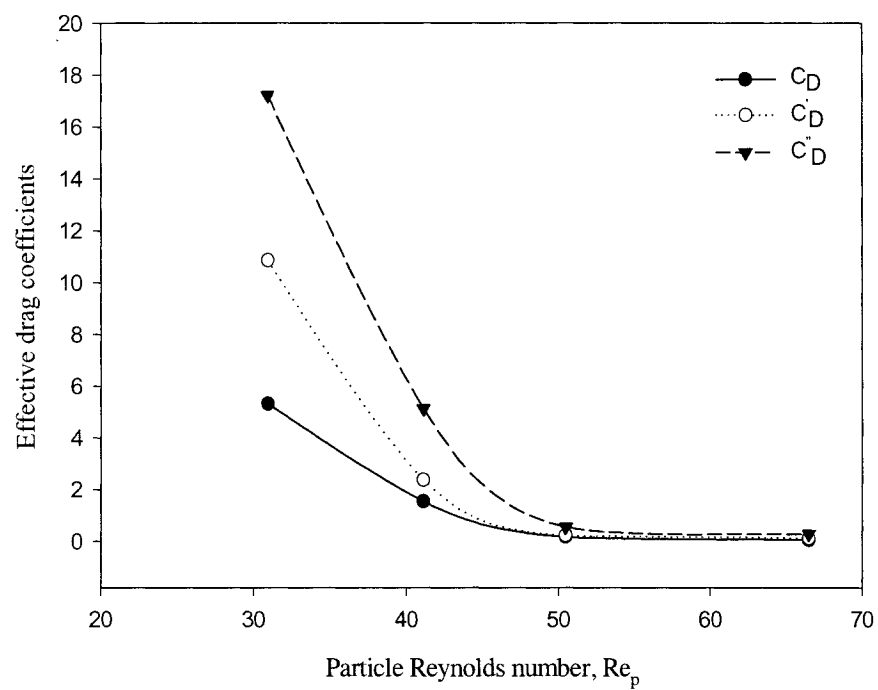
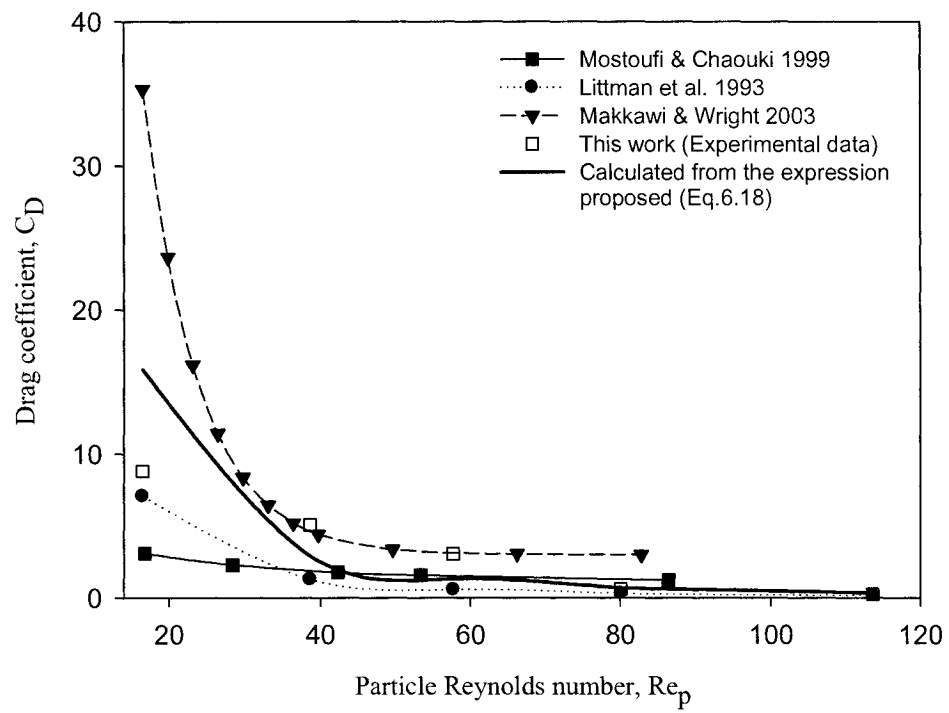


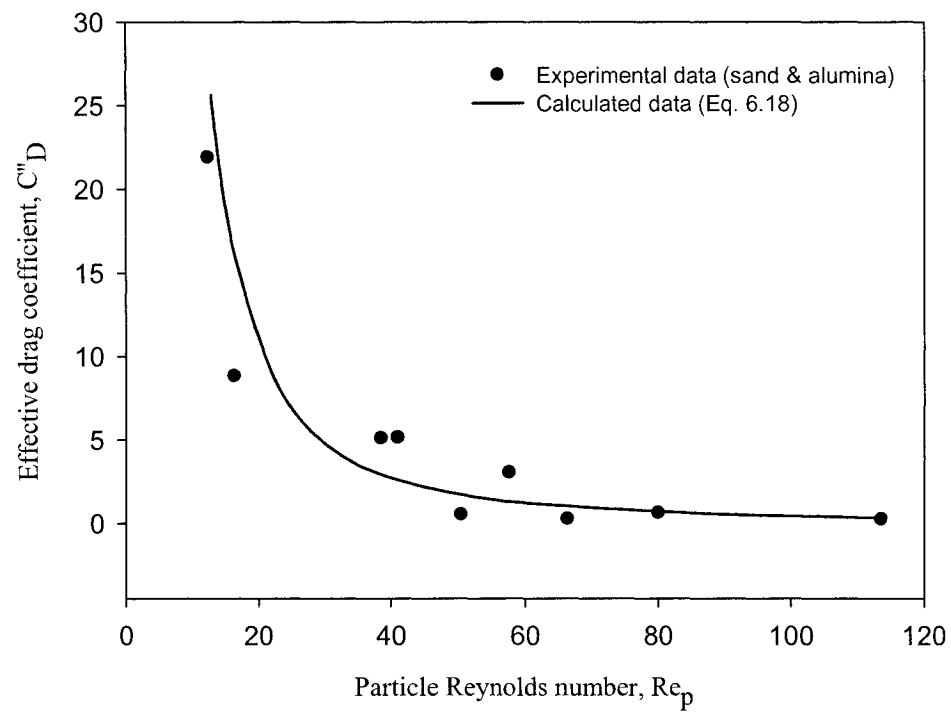
Figure 6.2

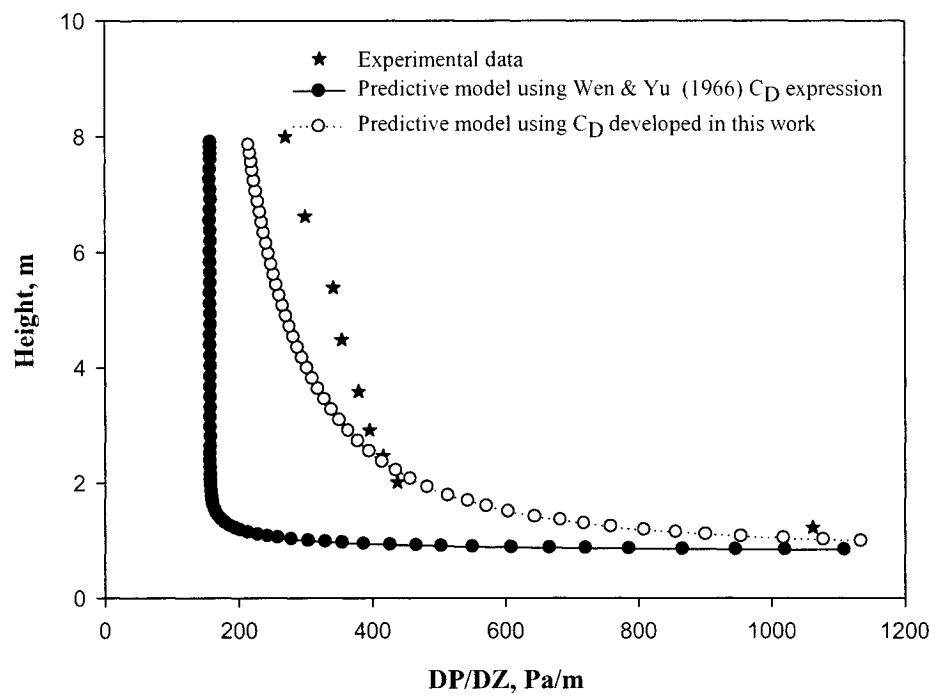
**Figure 6.3**

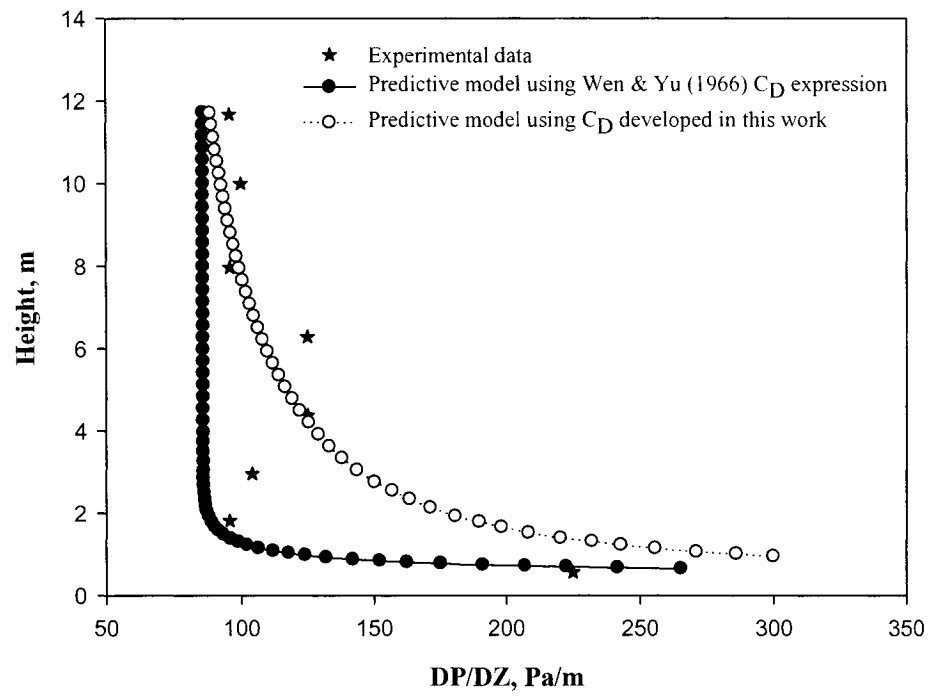
**Figure 6.4**

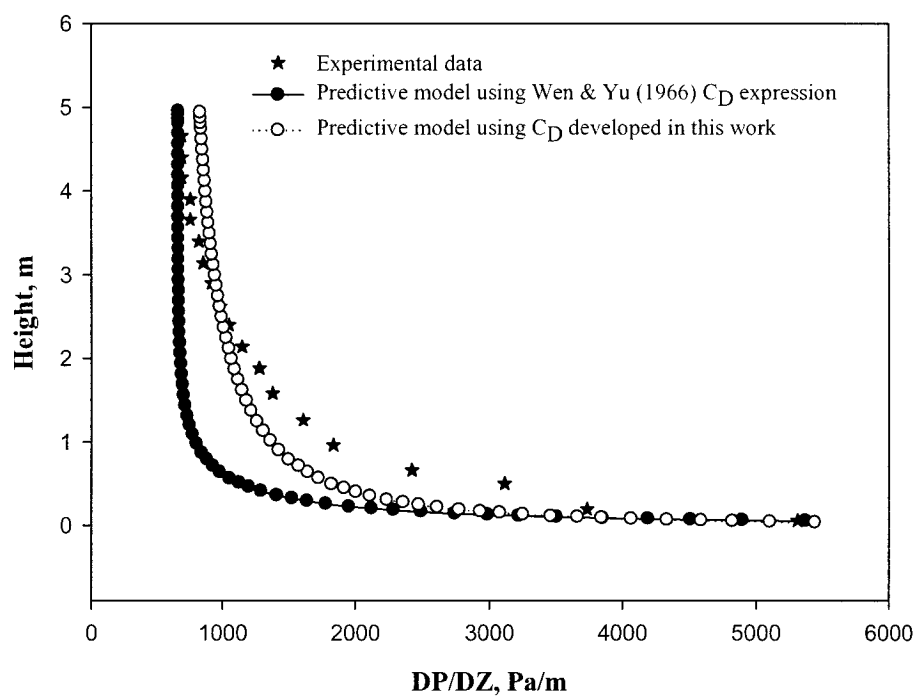
**Figure 6.5**

**Figure 6.6**

**Figure 6.7**

**Figure 6.8**

**Figure 6.9**

**Figure 6.10**

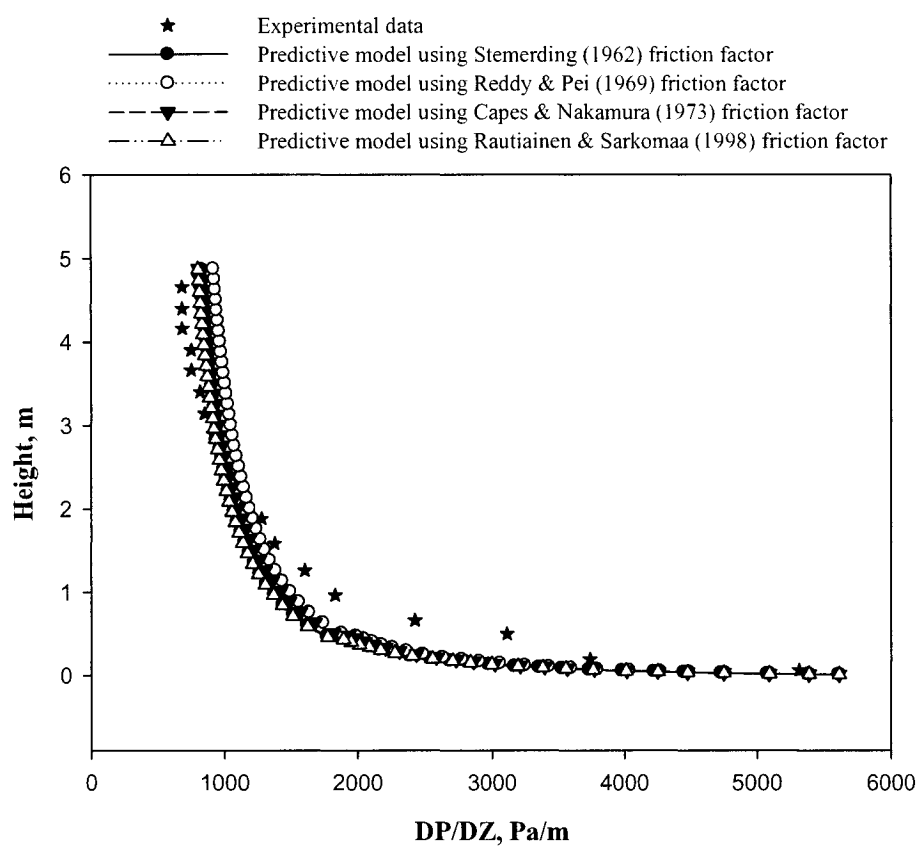


Figure 6.11

Table 6.3 Gas-solid momentum transfer coefficient

Expressions	Authors
$\beta = 150 \frac{\varepsilon_s^2}{\varepsilon} \frac{\mu}{(\phi d_p)^2} + 1.75 \varepsilon_s \frac{\rho f}{\phi d_p} u_g - u_p $	Ergun (1952)
$\beta = \frac{3}{4} C_D \rho_g \varepsilon \varepsilon_s \frac{ u_g - u_p }{\phi d_p} \varepsilon^{-2.65}$	Wen et Yu (1966)
$\beta = \left(\frac{17.3}{\text{Re}} + 0.336 \right) \frac{\varepsilon_s \rho_g u_g - u_p }{d_p} \varepsilon^{-1.8}$	Gibilaro et al. (1985)
$\beta = \frac{3}{4} C_{D0} \rho_g \varepsilon^2 \varepsilon_s \frac{ u_g - u_p }{d_p} \varepsilon^{-\eta}$	Di Felice (1994)
$\eta = 3.7 - 0.65 \exp \left(- \frac{(1.5 - \log \text{Re})^2}{2} \right)$	
$\beta = \beta_{mF} \left\{ 1 - C_2 + \frac{1}{\lambda} \left[1 - \left(\lambda \frac{\varepsilon - \varepsilon_{mF}}{1 - \varepsilon_{mF}} + C_1 \right)^2 \right]^{1/2} \right\}$	Grbavcic et al. (1997)
$C_2 = \frac{1}{\lambda} (1 - C_1^2)^{1/2}$	
$\lambda = (1 - C_1^2)^{1/2} - C_1$	
$C_1 = [1 + (U_{mF}^2 / \varepsilon_{mF}^3 U_t^2)^2]^{-1/2}$	
$\beta_{mF} = \frac{\varepsilon_{mF}^3 (1 - \varepsilon_{mF}) g(\rho_s - \rho_g)}{U_{mF}^2}$	

Table 6.1 Drag coefficient correlations

Authors	Expressions	Conditions	Remarks
Schiller and Naumann (1935)	$C_{D0} = 24 / Re_p (1 + 0.15 Re_p^{0.687})$, $Re_p < 1000$ = 0.44 $Re_p \geq 1000$	$Re_p = \frac{\rho_g d_p (u_g - u_p)}{\mu}$	Expression developed for a single particle
Happel (1958)	$C_D = \left[\frac{3 + 2(1 - \varepsilon)^{3/2}}{3 - 4.5(1 - \varepsilon)^{3/2} + 4.5(1 - \varepsilon)^{3/2} - 3(1 - \varepsilon)^2} \right]$	Expression developed in order to consider the effect of the surrounding particles	Cell model
Kürten et al. (1966)	$C_D = \left(0.28 + \frac{6}{\sqrt{Re}} + \frac{21}{Re} \right)$	Expression developed for a spherical and single particle	none
Clift et al. (1971)	$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) + \frac{0.42}{(1 + 4.25 \times 10^4 Re^{-1.16})}$	$Re = \frac{\rho_g d_p U}{\mu} < 3 \cdot 10^5$	Expression developed for a single rigid spherical particle
Rowe (1987)	$C_D = C_{D0} \varepsilon^{-\alpha}$ where $\alpha = \frac{2.35(2 + 0.175 Re_{s,r}^{3/4})}{(1 + 0.175 Re_{s,r}^{3/4})}$	Bed expansion is used as measurement technique in order to quantify the effect of surrounding particles	Expression developed based on data fitting of Richardson-Zaki.

Table 6.2 Continue

Haider and Levenspiel (1989)	$C_D = \frac{24}{Re_{s,i}} (1 + 0.1806 Re_{s,i}^{0.6459}) + \frac{0.4251}{1 + \frac{Re_{s,i}}{6880.95}}$	Experimental data from Triton & Levenspiel's work were used. Expression validated for $Re_{s,i} < 2.6 \times 10^5$	A free-falling particle in liquid medium technique is used. A particular attention is given to particle sphericity.
Litman et al. (1993)	$1. C_{Dm} = \frac{4}{3} \varepsilon Ar Re_p^{-2}$ $2. C_D = \left\{ \frac{C_{Dm} + \frac{4}{3} K \varepsilon_n ((\rho_p / \rho) - 1)^*}{(dp(-dU_r / dt) / U_r^2)} \right\} * (1 - \varepsilon_n) / (1 - \varepsilon)$	dp=1mm, D=28.45mm	1. For no accelerating zone 2. For accelerating zone
Di Felice (1994)	$C_D = \left(0.63 + 4.8 \sqrt{\frac{1}{Re}} \right)^2 - \left\{ 3.7 - 0.65 \exp \left(- \frac{(1.5 - \log Re)^2}{2} \right) \right\} \varepsilon$	Not specified	Expression developed based on findings of Richardson-Zaki
Mostoufi and Chaouki (1999)	$C_D = \left(\frac{24}{Re_s} (1 + 0.173 Re_s^{0.657}) + \frac{0.413}{(1 + 16300 Re_s^{-1.06})} \right) \varepsilon^{-m}$ $m = \left(3.02 Ar^{0.22} Re_{s,i}^{-0.33} \left(\frac{d_p}{d_s} \right)^{0.40} \right)$	D=100mm, Nine different particles, with Archimedes numbers ranging from 7.92×10^2 to 2.72×10^5 were used.	Radioactive particle tracking is used for free-falling particle in liquid-solid medium

Table 6.2. Continue

Makkawi and Wright (2003)	$1. C_D = 3.0 + 303e^{-0.333Re_p}, \quad 5 < Re_p < 40$ $2. C_D = 4.5 + 795e^{-0.07Re_p}, \quad 40 < Re_p < 140$		D=138mm 1. $dp=0.350mm$, 2. $dp=0.700mm$,	Twin plane electrical capacitance tomography is used for particle velocity measurement.
Jie and Kuipers (2003)	$C_D = C_{D0} \left[\frac{3 + 25(1-\epsilon)^{1/3}}{3 - 4.5(1-\epsilon)^{2/3} + 4.5(1-\epsilon)^{1/3} - 3(1-\epsilon)^2} \right]$		2-D dimensional unit L=100mm, Dp=0.949mm	- Happel modified - Discreet particle simulation
Tran-cong et al. (2004)	$C_D = \frac{0.42 \left(\frac{d_A}{d_p} \right)^2}{\sqrt{c} \left(1 + 4.25 \times 10^4 \left(\frac{d_A}{d_p} Re \right)^{-1.16} \right) + \frac{24}{Re} \left(1 + \frac{0.15}{\sqrt{c}} \left(\frac{d_A}{d_p} Re \right)^{0.687} \right)}$		D=127mm, $0.15 < Re < 1500$ $0.8 < d_A/dp < 1.5$ $0.4 < c < 1$ Six different geometrical shapes. In free fall conditions	high speed video camera is used for particle velocity measurement

Table 6.3 Physical properties of the bed material

Material	Diameter	Density	Minimum fluidization velocity	Terminal velocity
Sand	250 μm	2500 kg/m^3	0.0622 m/s	1.80 m/s
Alumina	170 μm	3400 kg/m^3	0.0395 m/s	1.40 m/s

Chapitre VII

7. EFFET DE LA GÉOMETRIE DE SORTIE SUR LE COMPORTEMENT DU SOLIDE DANS LE RISER D'UN LFCI

7.1 Présentation de l'article

Au chapitre de la revue de la littérature, nous avons vu l'effet important que joue la configuration de sortie du riser, sur le comportement du solide dans les unités à LFC.

Dans cet article l'effet de la géométrie de sortie du riser sur la perte de charge et le comportement du solide à l'intérieur du riser d'un LFCI a été étudié.

Pour la première fois un travail expérimental sur l'effet de la géométrie de sortie sur la perte de charge et le comportement du solide dans le LFCI est étudié dans différentes configurations. Quatre géométries de sortie ont été étudiées sous plusieurs conditions opératoires. La technique de traçage par particule radioactive a été utilisée pour mesurer les distributions des temps de séjours dans la zone de sortie et les profils axiaux de concentration de solides dans le riser. Des expériences ont été effectuées avec des particules de type B selon la classification de Geldart pour des vitesses superficielles du gaz variant entre 4 et 10 m/s.

La distribution du temps de séjour du solide dans la zone de sortie et le taux de reflux k_m dans le riser défini par van der Meer et al. (2000) sont les deux critères utilisés pour comparer les performances des différentes géométries. Les résultats obtenus appuient l'hypothèse de l'importance du système de séparation solide-gaz monté au dessus du riser et montrent l'impact de l'espace ouvert entre le système de séparation et le bout du riser.

The Effect of Exit Geometry on the Hydrodynamics of the Internal Circulating Fluidized Bed Riser

Rachid Mabrouk, Jamal Chaouki, Christophe Guy
(Soumis à Powder Technology, 2006)

7.2 Abstract

For the first time an extensive experimental work investigated the effects of riser exit geometry on pressure drop and solid behaviour inside the Internal Circulating Fluidized Bed (ICFB) riser, using different riser exit geometries at several operating conditions.

The Radioactive Particle-Tracking technique was used for solid concentration measurement and solid residence time distribution at the exit zone. Experiments were conducted using Geldart B particles in the gas velocity range of 4 to 10 m/s. Axial solid hold-up, solid residence time distribution in the exit zone and the reflux ratio factor k_m , defined earlier by van der Meer et al. (2000), were the main criteria used to investigate the impact of gas-solid separator devices implemented at the ICFB riser exit.

Solid residence time distribution results and axial solid hold-up profiles agreed on the great influence of the separator device at the riser exit on the hydrodynamic structure of the ICFB riser. The riser exit configuration C (V-shaped exit) was found to be the best among all the configurations studied.

7.3 Introduction

Hydrodynamic characterization of biphasic flow is extremely complex. Axial voidage distribution is found to be not only dependent on gas velocity, solid flux and solid properties, but also affected by the configuration and design of the system. Gas-solid separation, for instance, is one of the most important and difficult tasks in circulating systems that affects the exit region hydrodynamic structure and solid residence time. This, subsequently, affects heat transfer efficiency at high temperature transformations (Reddy and Nag, 2001). However, the hydrodynamics of circulating systems can be considered completely described once the effects of the exit zone are taken into account, well understood and quantified.

Many studies have been done regarding the efficiency (separation quality and separation time) of gas-solid separation, but, unfortunately, the effects of the separator device and its design on the behavior of the flow at the exit region before entering the separator are, in general, omitted or neglected. Therefore, studying the impact of the separator device on the hydrodynamics of the exit region is necessary for a better understanding of solid distribution.

Previous works on this subject in ICFB units are rare. The only work reported in the literature is the one done by Marschall and Mleczko (1999). Using fluid dynamic simulation they found that the effect of the separator device at the ICFB riser exit is

very important and affects the hydrodynamic structure of the flow, but their findings have never been confronted and/or compared to experimental results. In Circulating Fluidized Beds (CFB) instead, numerous studies have examined the influence of the exit geometry. Some are summarized in Table 7.1. An exhaustive list of the works related to CFB riser exit geometry is presented by Harris et al. (2003). The authors analyzed data obtained from pressure measurements in three riser exit geometries using solid concentration profiles along the riser, reflux ratio factor k_m and dimensionless influence length. Following this, they then correlated the reflux ratio factor k_m to the Froude number. They also examined the impact of three riser exit geometries on solid residence time distribution at the riser exit region. The reflux ratio factor k_m was introduced by van der Meer (2000) for analyzing the exit effect data of seven riser exit geometries; k_m is defined as the ratio of downward solid flow to external circulating solid flow.

Reviews presented by Lim et al. (1995) and Werther and Hirschberg (1997) insisted on the great influence of the exit geometry on solid concentration profile along the riser. Nevertheless, there are still many controversies surrounding this topic and grey areas remain. Recently, Lacknermeier and Werther (2002) found that there was no exit geometry effect in industrial units. They attempted to explain the reported results in the literature by scale-up effect, based on the conclusion of Pugsley et al. (1997). The conclusion is that the exit geometry has an influence on solid concentration in the CFB riser, but the influenced riser length changes as riser diameter increases from 0.1 to 0.2m.

Table 7.1 Different studies reporting the exit effect on CFB riser

Authors	Exit geometry	Riser [m]		U_g [m/s]	G_s [kg/m ² s]	Particle property	Measurement techniques
		D	H				
Aijie et al. (2003)	Elbow exit	0.076	10	5.5-10	300-550	FCC 67 μ m	Fibre optical probe
Harris et al. (2003)	Three exit geometries	0.14*0.14	0.83	1.3	1.5-5.5	FCC 48 μ m	Pressure tappings PT
De Wilde et al. (2003)	T-shape exit	1.56	14.4	3.36	2.6	FCC 60 μ m	3D simulation using kinetic theory of granular flow
Harris et al. (2003)	Three exit geometries	0.14*0.14	5.8	1.3-4.6	1-26.9	25 μ m, $\rho=4060\text{kg/m}^3$	Phosphorescent tracer for solid RTD
Lackermeyer and Werther (2002)	L and T exit shapes	0.3*1.0	8.5	2-4	3-45	Sand 140 μ m	High speed video image & fibre optical probe
Reddy and Nag (2001)	L-shape exit	0.102*0.102	5.25	4.2-6.4	5.9-30.3	Sand 248 μ m	Water manometers & thermocouples
Mickal et al. 2001	L and T exit shapes	0.2	3.66	2.3-3.3	34-95.5	0-40 μ m, $\rho=2150\text{kg/m}^3$	Pressure sensors
Van der Meer et al. (2000)	Seven abrupt & elbow exits	0.14*0.14	5	1.3	2.2-2.6	FCC 48 μ m	Sampling probe
Pugsley et al. (1997)	Abrupt & elbow exits	0.1 - 0.2	6-12	4-6	10-85	FCC 71-80 μ m Sand 220 μ m	Water manometers

In 1992 Bai et al. found that an abrupt exit affects the last few meters of the riser (1 to 2 m in an industrial CFB unit). The same observation was reported later in 1994 by Zheng and Zhang, while Jin et al. (1997) and Grace (1990) among others concluded that the exit design may affect the flow behavior in zones far from the exit region, which might be the whole riser length in certain conditions.

Senior (1992) also examined the effect of different geometries on solid concentration in the CFB riser. He introduced a new parameter, R_f (Reflection coefficient), defined as the ratio of solid flows descending and ascending. Senior showed that with an abrupt exit, the solid concentration in the riser was more significant than with an elbow exit. Using the same parameter R_f , Mickal et al. (2001) explained the effect of a "T" exit geometry on a hydrodynamic structure. "T" exit geometry was also studied by Juray De Wilde et al. (2003) using computational fluid dynamics. They found that the opening area at the exit region directly affects the behavior of the solid in the riser.

In ICFB units some questions concerning the exit effect are still unanswered, such as:

1. Does the separator device have any effect on the hydrodynamic structure of the ICFB riser?
2. How do the separator devices affect the axial solid hold-up profiles of the ICFB riser?

In this work the effect of three different exit geometries on pressure drop, axial solid hold-up and solid residence time distribution was studied in an ICFB riser. Axial solid hold-up, reflux ratio and solid residence time distributions were the main criteria used in analyzing the different results obtained.

7.4 Experimental setup

The experiments were conducted in an ICFB system shown schematically in Figure 7.1.

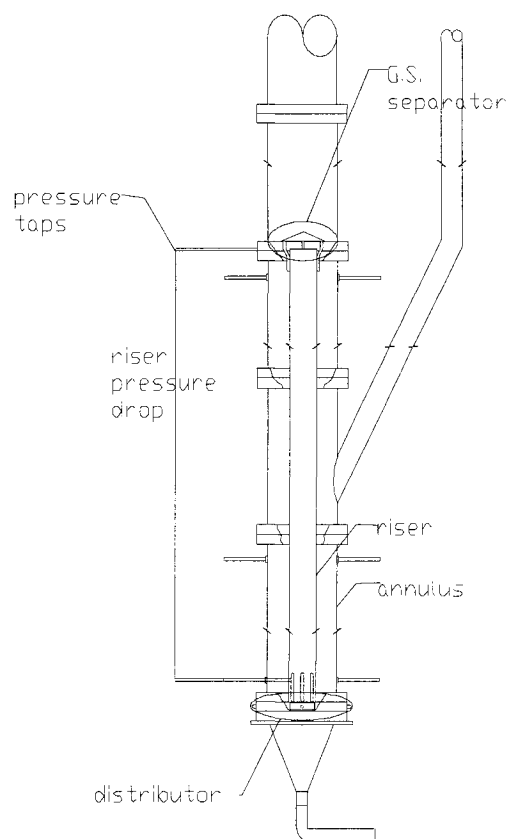


Figure 7.1 Experimental setup

The experimental setup consists of two coaxial tubes of 51 mm and 152 mm internal diameter, delimiting two zones. The two zones are characterized by two different regimes: a moving bed in the annulus, and fast fluidization in the internal tube (the riser).

The solid is fed into the annulus zone where it might be fluidized, so as to enhance the fluidity of the solid. The solid circulates laterally from the annulus to the riser through the orifices made in the lower part of the riser and then is conveyed along the riser. At the exit, the solid is separated from the gas via a separator device made for this purpose. The riser exit is equipped with one of the geometries presented in Figure 7.2.

The primary air enters the unit from the bottom of the riser and the secondary air enters the annulus zone laterally. Primary and secondary airs are completely independent, which allows for better control of the system. During the experiments of this work, no secondary air is injected in the annulus. The ICFB unit was grounded in order to minimize the electrostatic forces generated in both the riser and the annulus.

Several experiments were run for sand particles ($\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3$, $d_p = 250 \text{ }\mu\text{m}$), at various velocities ranging from 4 to 10 m/s for different exit geometries.

Geometry No.1 is commonly used in this type of system. Two alternatives of this geometry were studied (configurations (A) and (B)). The configurations (A) and (B) were fixed at 0.7 cm and 2.5 cm above the riser, respectively (see Table 7.2).

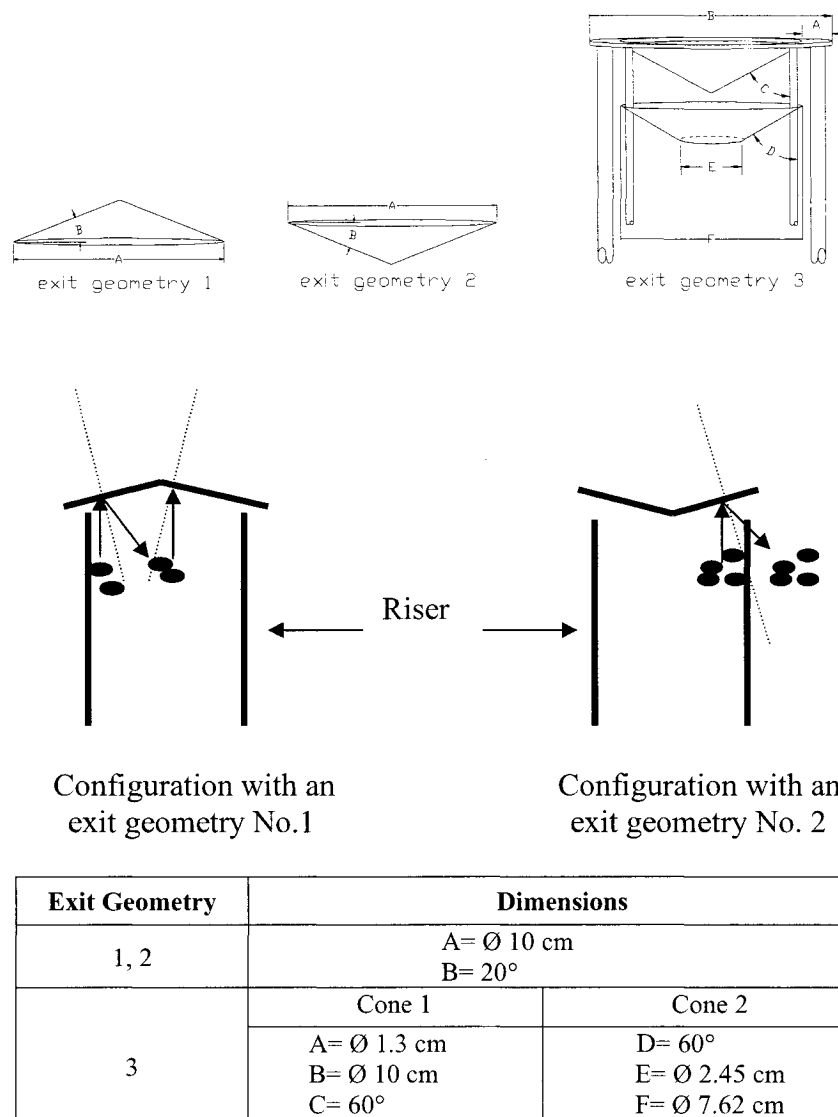


Figure 7.2 Different exit geometries studied

In order to reduce solid returning in the riser and time spent in the exit zone, geometry No.2 (V-shaped form) is selected. The idea for using such a design comes from an analogy to geometrical optics, where the reflected ray angle on a mirror equals the incidence ray angle. The schematic presented in Figure 7.2 summarizes the idea.

Based on geometrical optics analogy we suspected that with geometry No. 1 there would be more solid returning in the riser and a longer time spent in the riser exit zone compared to geometry No.2.

Geometry No.3 (Figure 2) is based on application of the ventury principle. The gas-solid flux passes through a restricted area before leaving the riser. A V-shaped hurdle with a central opening section 2,54 cm in diameter was implemented between the top of the riser and a second V-shaped device. The schematic of geometry No. 3 is presented in Figure 7.2.

Experiment runs for each of the configurations are summarized in Table 7.2.

Table 7.2 Different experiment runs

Runs	Configurations	Geometry	H_P, [m]	U_g, [m/s]
1	A (Λ-shape)	1	0.007	4
2	A	1	0.007	6
3	A	1	0.007	8
4	A	1	0.007	10
5	B (Λ-shape)	1	0.025	4
6	B	1	0.025	6
7	B	1	0.025	8
8	B	1	0.025	10
9	C (V-shape)	2	0.015	4
10	C	2	0.015	6
11	C	2	0.015	8
12	C	2	0.015	10
13	D	3	0.02	4
14	D	3	0.02	6
15	D	3	0.02	8
16	D	3	0.02	10
17	E (Without)	*	-	4
18	E	*	-	6
19	E	*	-	8
20	E	*	-	10

* No gas solid separator is implemented above the riser

7.5 Measurement technique

Global and local measurement techniques were used in this work. Pressure drops were measured for different conditions along the riser (Figure 7.1), followed by sampling probe and radioactive particle tracking (RPT) measurements.

A radioactive tracer was used to track the behavior of the solid in the ICFB. A proportional mixture of scandium oxide, the isotope, and epoxy was prepared to make a tracer with the same physical properties as the solid medium in which it was dropped (sand in this case).

The photons emitted from the tracer were counted by the discriminators, which were linked to the detectors surrounding the column. The RPT data consists of the locations of the particle (x , y and z) at each time point, within a relative error of 1.4%. A sampling time of 7 ms was chosen during these experiments. The program, developed in earlier years by Larachi et al. (1994, 1995), was used with some modifications to account for the annulus and riser zones, which are characterized by two different attenuation parameters. A set of particle trajectories followed by the tracer for a five-hour experiment was produced. From those trajectories and the sampling time, the dynamic properties of the solid were calculated as follows:

$$u_s (u_{s,x} = dx/dt, u_{s,y} = dy/dt, u_{s,z} = dz/dt) \quad (7.1)$$

The solid hold-up is measured using the procedure applied earlier by Radmanesh et al. (2005) and Mostoufi and Chaouki (2001). The technique was validated by Mabrouk et al. (2005) using fibre optic needle probe measurements. The technique consists of calculating the normalized occurrence in each cell of the ICFB unit (10x10 equivalent cells). The solid hold-up in the unit is the normalized occurrence times a solid hold-up reference value (ε_r). This reference value is obtained by the ratio $\varepsilon_r = \frac{W_s}{\rho_s V}$ where, W_s is the weight of the solid loaded in the unit, ρ_s is the solid density and V is the volume occupied by the solid in the unit.

The solid flux in the riser was calculated using the following expression:

$$G_s = \rho_s u_s \varepsilon_s \quad (7.2)$$

where u_s and ε_s are the particle velocity and solid hold-up profiles, respectively, obtained from RPT results and validated using a sampling probe measurement.

The solid falling in the annulus zone was collected and measured by the sampling probe implemented in the annulus. The probe used was similar to the one used in earlier works by Zhang et al. (1996), Reinhardt et al. (1999) and van der Meer et al. (2000) among others. The sampling probe used in this work is a metallic tube 0.004 m in internal diameter and 0.005 m in external diameter bent in an L-shaped form. The solid flux value considered is the one that satisfies the iso-kinetic condition constraint. That value is given by the plateau presented in a typical curve of Figure 7.3.

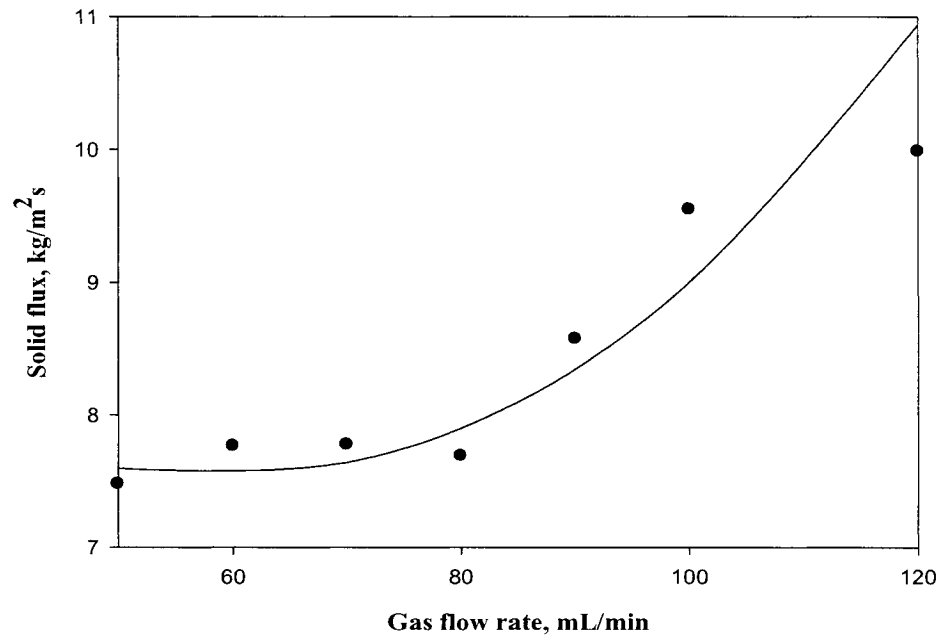


Figure 7.3 The iso-kinetic conditions

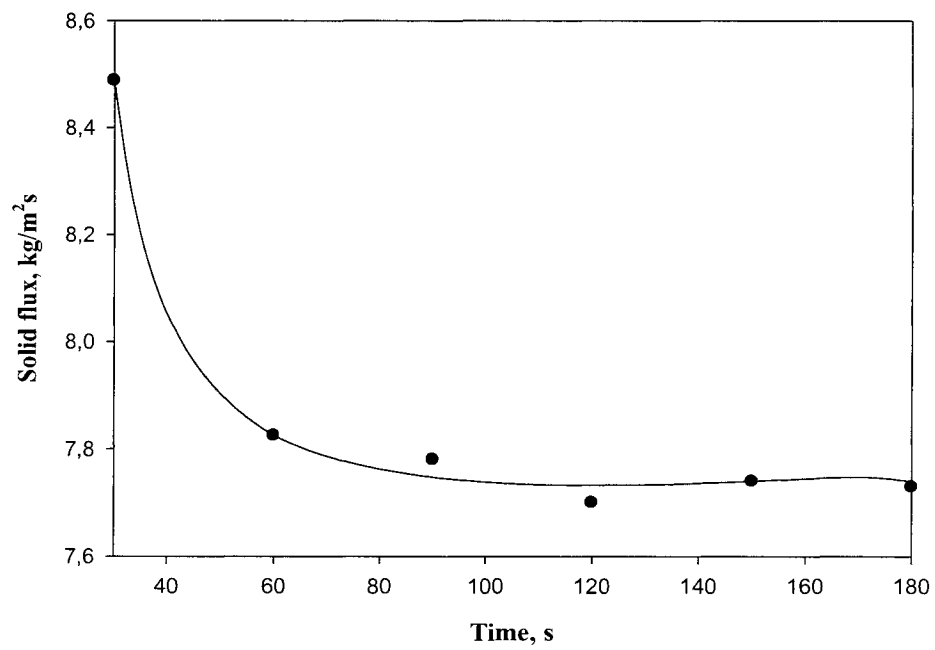


Figure 7.4 Sampling time impact

The sampling time was fixed, after several experiments, at 3 min, the required time to reach the permanent condition. Figure 7.4 shows a typical curve representing the sampling time impact.

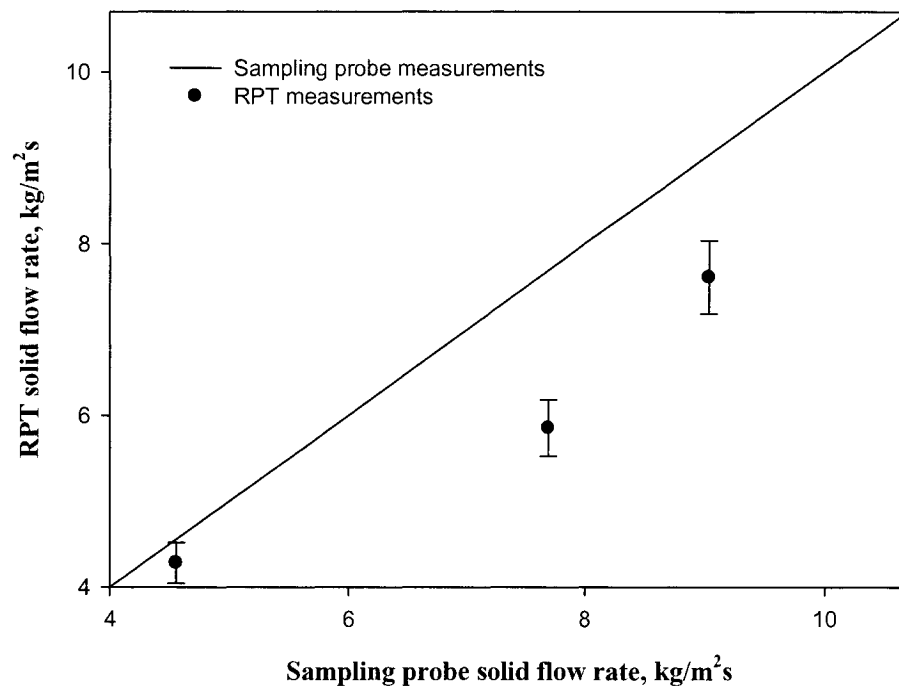


Figure 7.5 Parity curve

The parity curve presented in Figure 7.5 shows that the solid fluxes calculated using the RPT data, reasonably agree with the measured fluxes using the sampling probe.

The solid residence time distribution measurements were done in the volume space delimited by the ICFB external column, a plan at the riser exit ($Z=1.5$ m) and the top of the ICFB unit ($Z=4$ m).

7.6 Results and discussion

The impact of the exit geometry on the hydrodynamics of the ICFB riser was investigated using both global and local measurements.

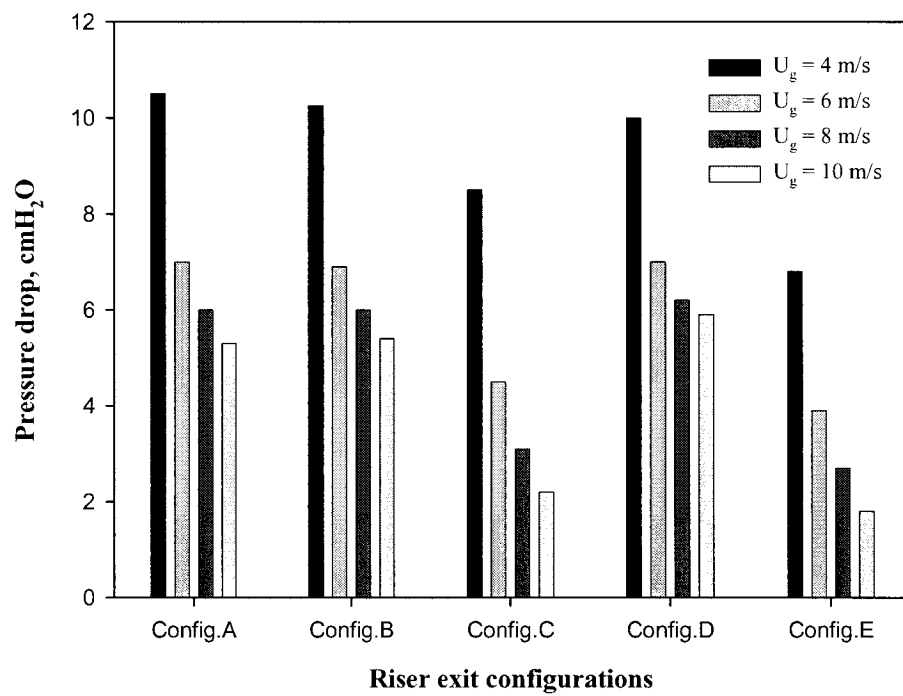


Figure 7.6 Pressure drop change with different exit configurations

Figure 7.6 shows pressure drop change for different configurations at several gas superficial velocities. The pressure drop measurements were done along the riser as shown in Figure 7.1.

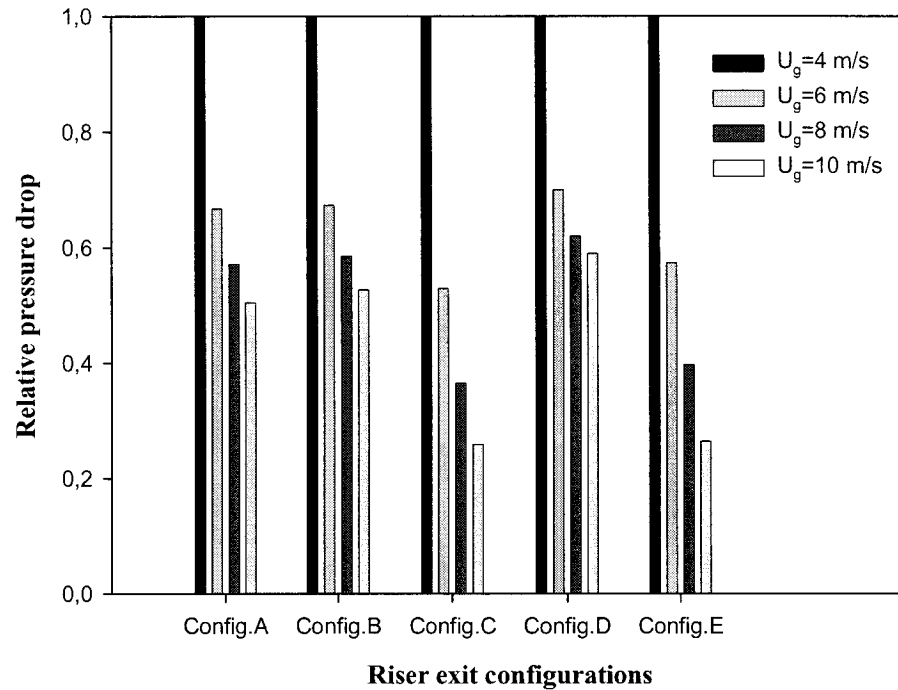


Figure 7.7 Relative pressure drop change with different exit configurations

To better analyze the pressure drop data presented in Figure 7.6, the relative pressure drop were presented in Figure 7.7.

From Figure 7.7 we can observe that the relative pressure drop change for the configurations A, B and D is quiet similar, but different from the relative pressure drop change observed for the configurations C and E.

The relative pressure drop is obtained by calculating the ratio of the pressure drop at different velocities and the pressure drop at $U_g = 4$ m/s for all the configurations.

Three main conclusions may be extracted from the Figures 7.6 and 7.7.

1. Pressure drop decreases as the velocity increases inside the ICFB riser;
2. Pressure drop is more important in the case of existing separator systems (configurations A, B, C or D) than in their absence (configuration E); this means that the return of the solid after colliding with the device implemented at the top of the riser is significant and it affects the solid inventory inside the riser.
3. No significant difference of relative pressure drop was noticed between the configuration C and the configuration E at $U_g = 6, 8$ and 10 m/s.

The pressure drop results provided us with a global picture and the first evidence concerning the impact of the separator device above the ICFB riser on the hydrodynamics of the systems. To be more concise, and in order to examine how the separator affects solid concentration at each riser section, RPT results were used to draw the axial solid hold-up profile in the ICFB riser. The next paragraph summarizes some of the findings.

7.6.1 Axial solid hold-up profiles at the ICFB riser

Figure 7.8 presents axial solid hold-up along the riser height at several velocities for configuration E (without separator).

The area below each of the curves presented in Figure 7.8 diminishes as the gas superficial velocity increases, i.e., the average solid hold-up in the ICFB riser decreases

as gas superficial velocity increases, which confirms pressure drop results. In other words, the operating regime becomes more diluted as the velocity increases in the case where no separator device is installed.

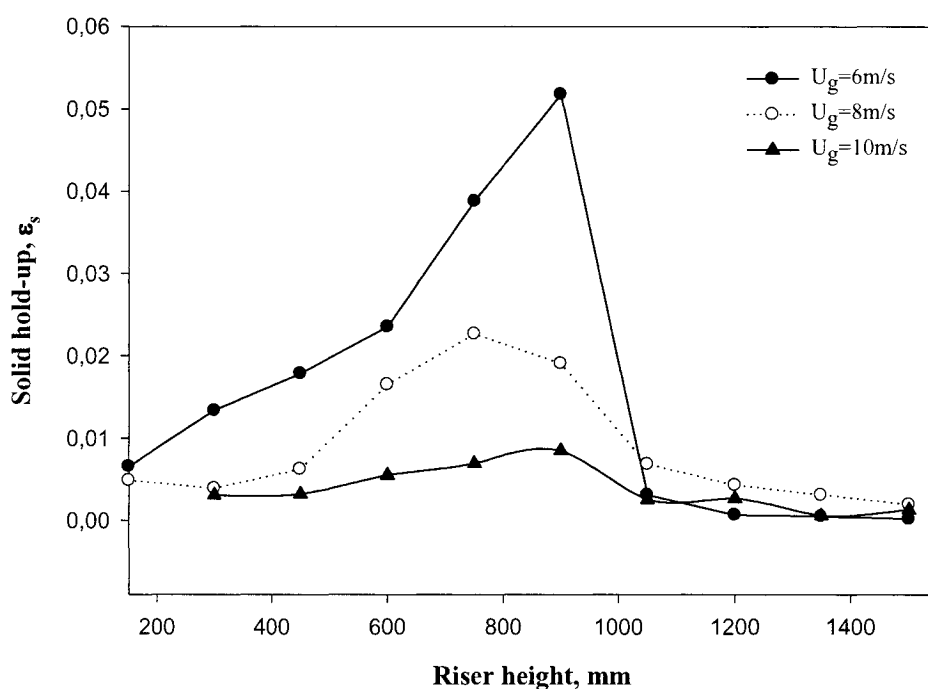


Figure 7.8 Axial solid hold-up profiles along the ICFB riser at several gas superficial velocities

Another interesting finding one may observe in Figure 7.7 is that the solid hold-up profiles have an unusual shape, with a maximum solid hold-up located in the 0.6-1.0 m segment, different from what we are familiar with in circulating fluidized bed units.

To better explain the shape of the curves drawn in Figure 7.8, two dimensions solid hold-up profiles were presented in Figure 7.9. For both gas superficial velocities, $U_g = 6$ and 8 m/s, Figure 7.9 shows a high solid hold-up concentration area near the wall in the segment 0.6 - 1.0 m.

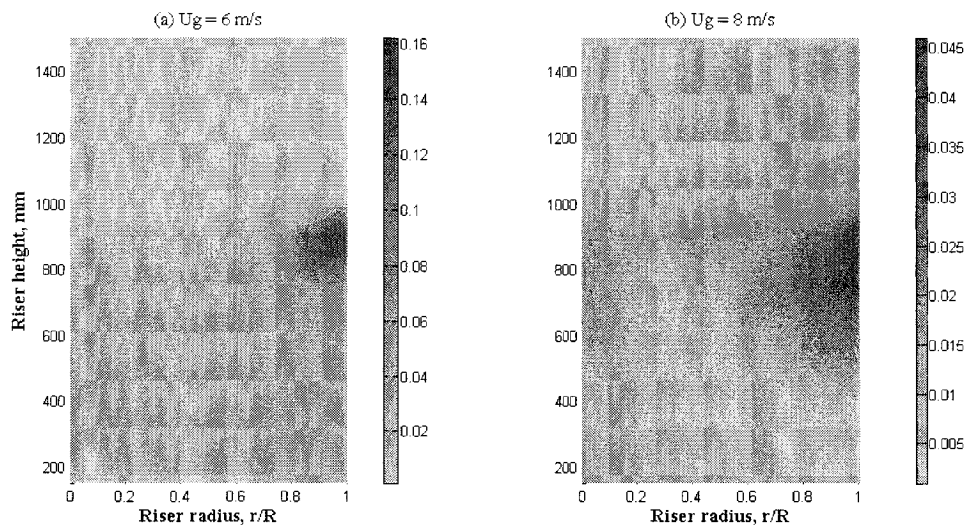


Figure 7.9 Two-dimensional solid hold-up profiles in the ICFB riser at different gas superficial velocities; (a) $U_g = 6$ m/s, (b) $U_g = 8$ m/s

A result, we believe, is due to the riser design used in the ICFB unit. One should keep in mind that the ICFB risers are very short compared to CFB riser, thus the acceleration zone in ICFB risers has a significant effect on particles and it may affect the dynamics of the ascending and the descending solid fluxes in the riser.

Another explanation could be the riser end-effect (Figure 7.10). The short riser length combined with the lateral solid entrance in small diameter (see Figure 7.1) present the ideal conditions for developing tube end-effects. The solid stream lines have hyperbolic forms instead of rectilinear ones, thus the solid accumulates in a kind of solid pockets formed by the riser wall and the solid stream lines

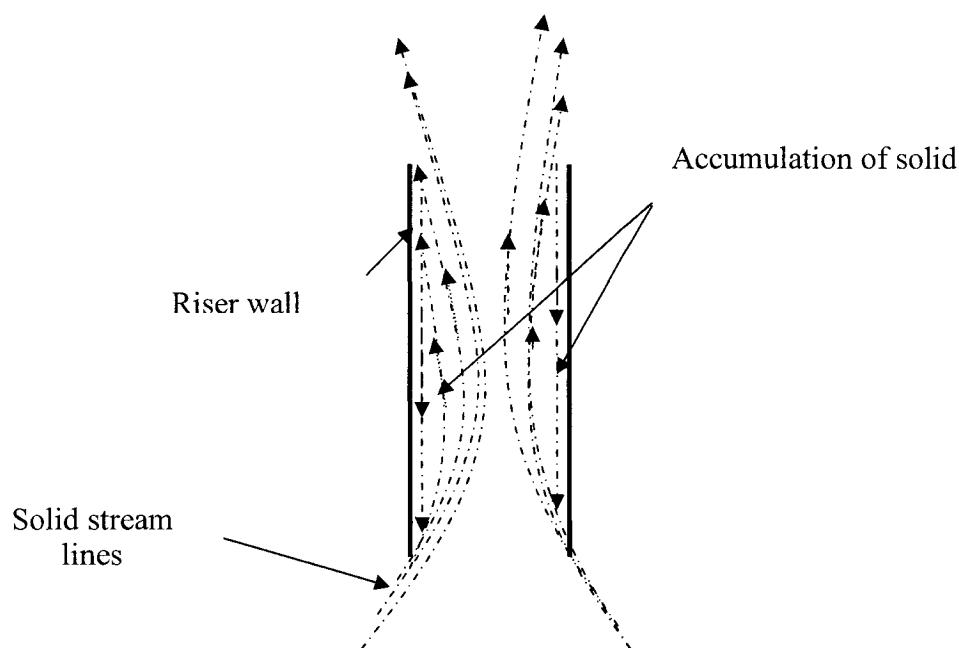


Figure 7.10 Illustrative schematic of stream lines in short tube.

7.6.2 Impact of separator devices

A comparison of different axial solid hold-up profiles, obtained at gas superficial velocities $U_g=6$ and 8 m/s, for the cases where a gas-solid separation device is used and no separation device is used at the top of the ICFB riser, was presented in Figure 7.11.

Figure 7.11 clearly shows the effect of the presence of a separation system at the riser exit on solid behaviour inside the ICFB riser. It also shows that the solid hold-up pick moved toward the riser end; so that higher solid concentration is located in the 0.9-1.2 m range, where a separator device is present, while higher solid concentration was observed in the middle of the riser, within the 0.6-1.0 m range, in the opposite case. These results confirm our suspicion that the solid descending flux has an effect on the axial solid hold-up profile as presented in Figure 7.8. Adding a separator device above the riser changes the solid inventory by increasing the returning solid inside the riser, as a result the solid concentration pick moved toward the exit.

An interesting result we should point out here is that the solid hold-up profile changes along the riser height. For instance, at the riser entrance the solid hold-up is different in both cases. The solid hold-up is higher in the case of configuration E than in the case of any of the other configurations.

The presence of a separator device above the ICFB riser has a big influence on solid hold-up and, subsequently, on solid inventory inside the ICFB riser.

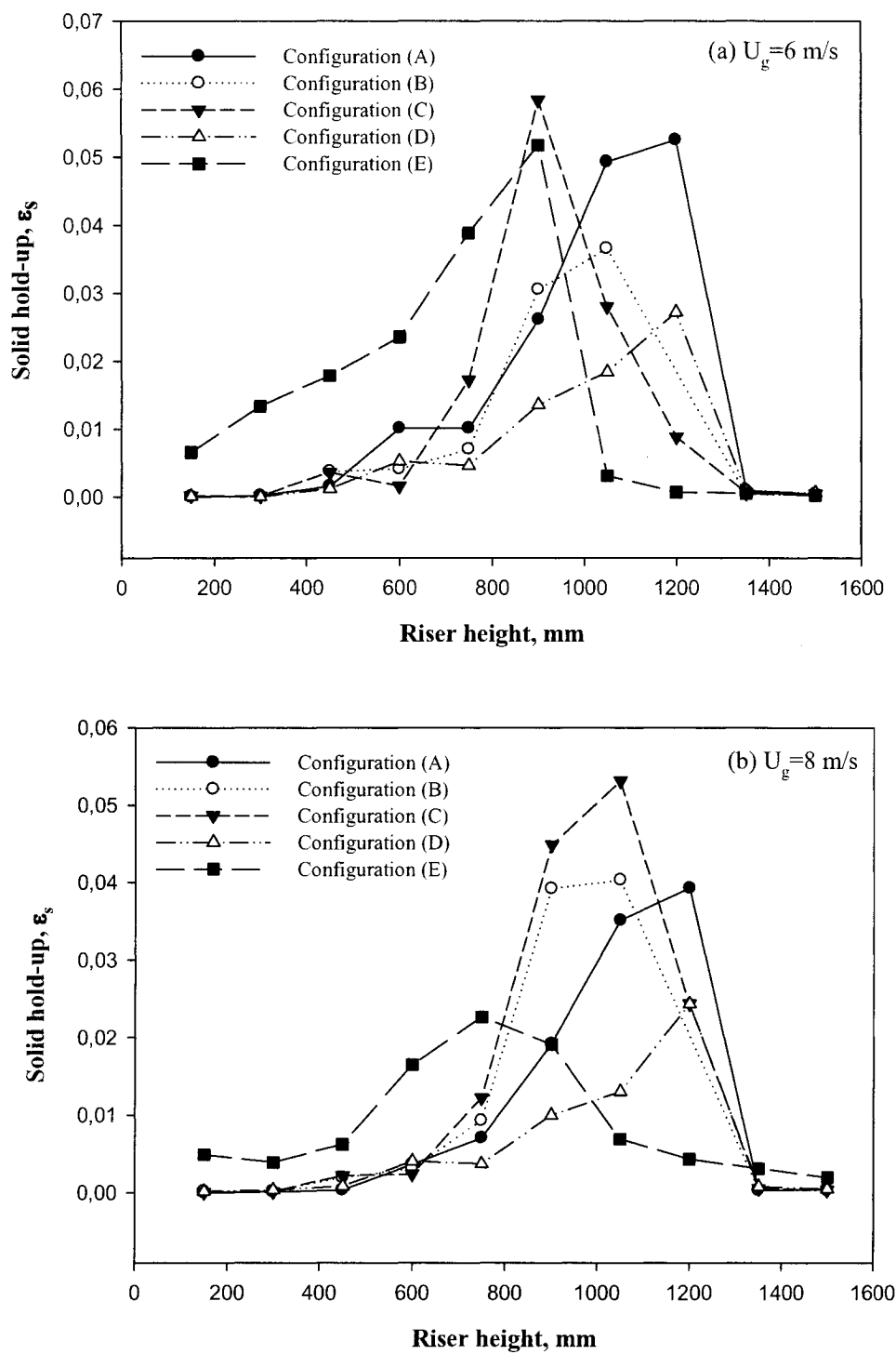


Figure 7.11 Axial solid hold-up profiles along the ICFB riser with different exit geometries; (a) $U_g = 6 \text{ m/s}$, (b) $U_g = 8 \text{ m/s}$

7.6.3 Comparison of different ICFB riser exit geometries

Usually separation time and reflection flux of the solid are the main criteria for comparing gas-solid separation systems. To compare the different ICFB riser exit geometries studied in this work, two criteria were adopted:

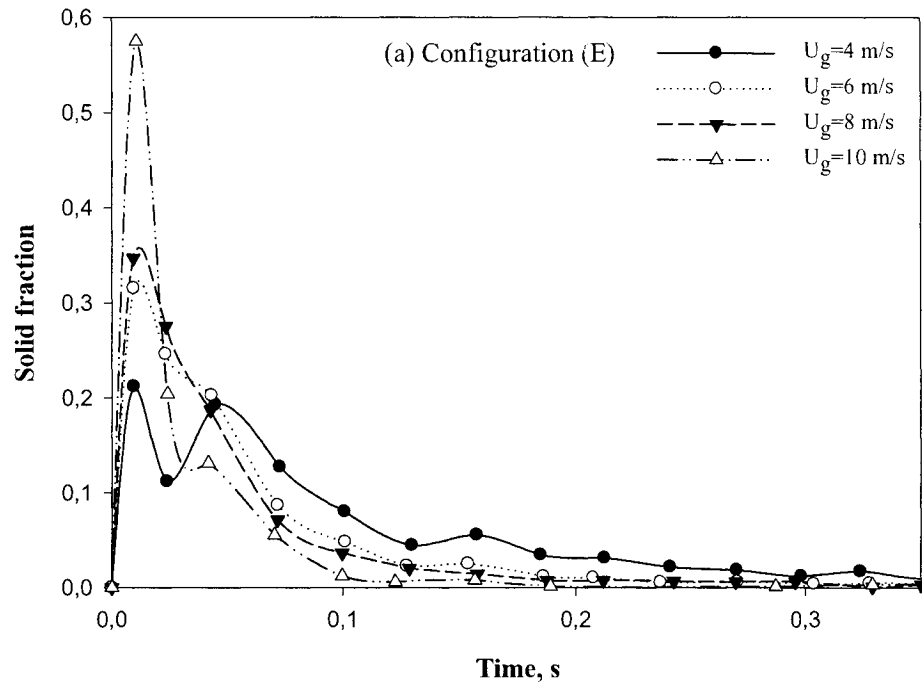
1. Solid residence time distribution; and
2. Reflux ratio factor, k_m .

7.6.3.1 Solid residence time distribution at the riser exit

Figure 7.12 shows the effect of the gas superficial velocity on the residence time distribution above the ICFB riser exit in the presence and absence of a separator device. As the velocity increases the distribution becomes narrow; which means that most of the particles quit the exit area and return to the annulus zone in a very short time.

When the separator device is present, the distribution range is reduced by a factor of three, so the gas-solid separation becomes very fast.

Another interesting result observed is that the fraction of solid leaving the exit zone increases as the gas superficial velocity increases (e.g., the fraction of solid leaving the separation zone at $t = 0.01$ s increases from 58 % at $U_g = 4$ m/s to 86 % at $U_g = 10$ m/s).

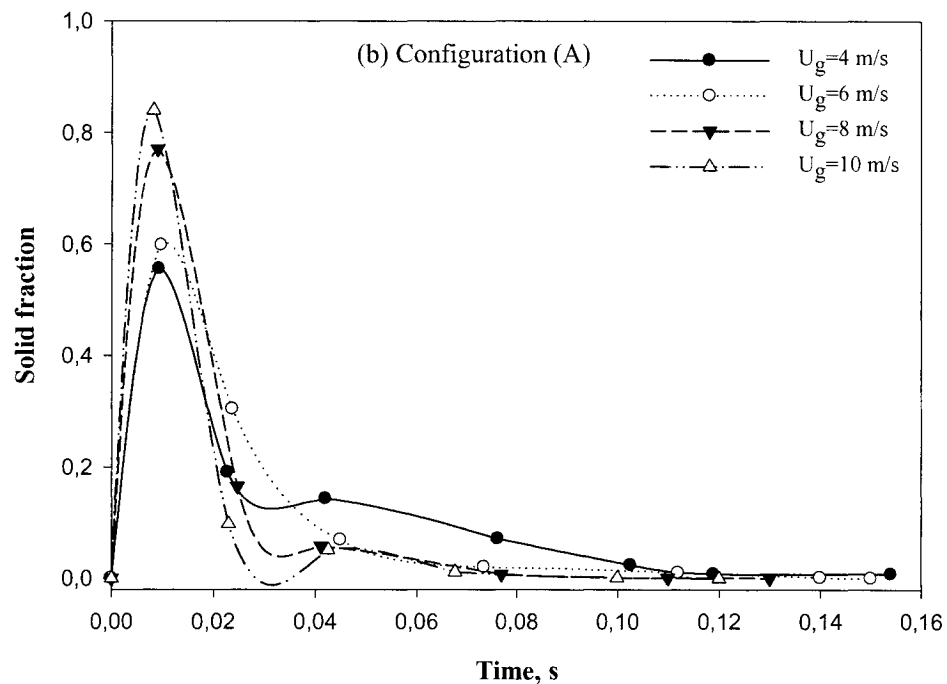


**Figure 7.12 (a) Solid residence time distributions at several gas superficial velocities
(Without a separator device)**

The solid residence time distribution curve, presented in Figure 7.12 (a), at the gas superficial velocity $U_g = 4$ m/s, shows two picks, while in the other curves no clear second pick is observed.

We believe that the second pick is due to the combination of two factors, the heterogeneity of the particle sizes and the relatively low gas superficial velocity. So the larger particles that travel for shorter distances leave the exit zone (the volume delimited by the external cylinder and planes $Z = 1.5\text{m}$ and $Z = 4.0\text{m}$) before the smaller ones.

Figure 7.12 (b) doesn't show a second pick at gas superficial velocity $U_g = 4$ m/s, because all the particles at the exit are deviated before any segregation between the heavier and the lighter particles can occur.

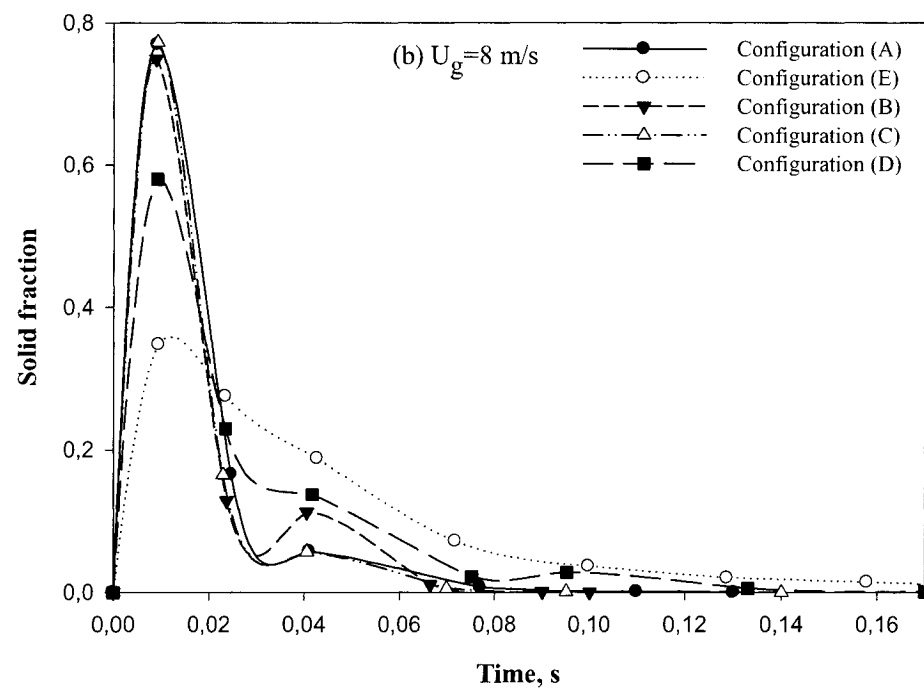
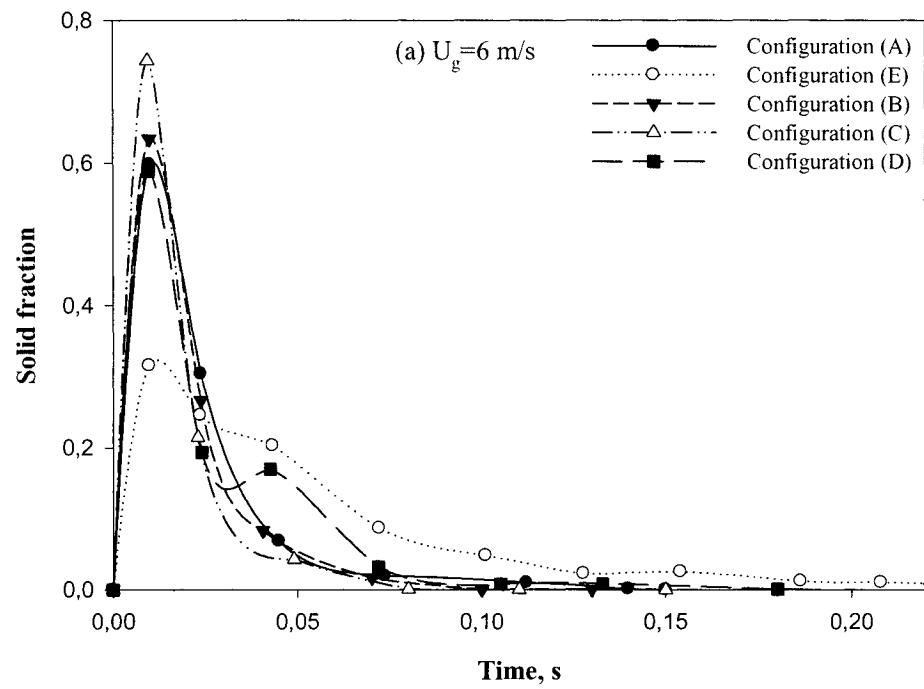


**Figure 7.12 (b) Solid residence time distributions at several gas superficial velocities
(With a separator device)**

A comparison of different solid residence time distributions obtained for all the geometries studied are presented in Figure 7.13.

Figure 7.13 shows that higher solid fractions were separated in a very short time (about 0.01 s) using the configuration C (75 % at $U_g = 6$ m/s; 77 % at $U_g = 8$ m/s and 85% at

$U_g=10$ m/s). Configuration A performed similarly to configuration C for higher gas superficial velocities $U_g=8$ and 10 m/s.



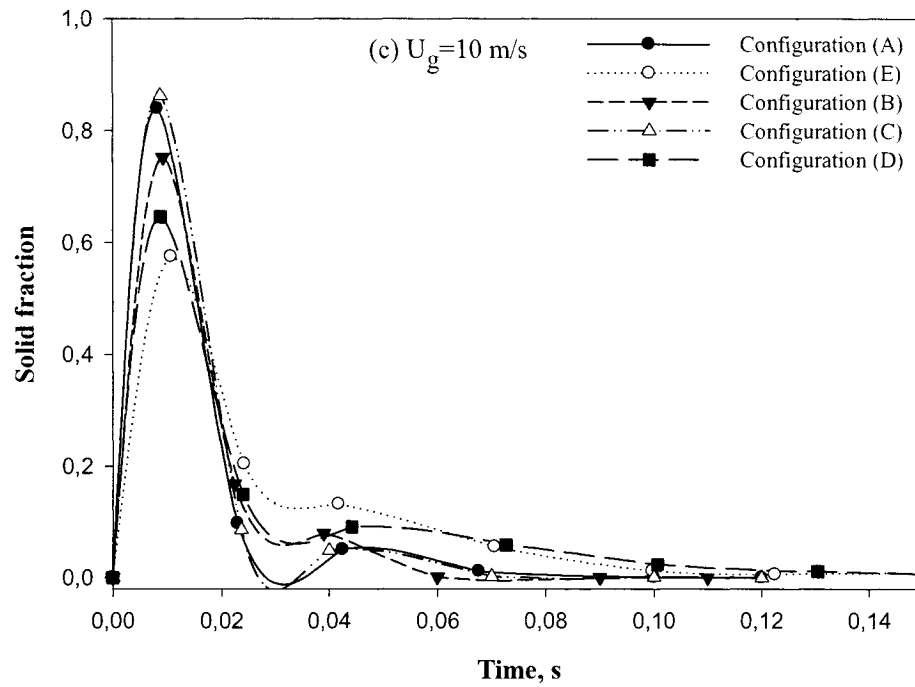


Figure 7.13 Solid residence time distributions of different exit geometries;
(a) $U_g = 6$ m/s, (b) $U_g = 8$ m/s, (c) $U_g = 10$ m/s

This is the first evidence concerning the importance of the separation device and its effects on the solid residence time distribution at the ICFB riser exit. Configurations A and C were identified as the best configurations for the ICFB riser exit, because big fractions of solid could be separated from gas at a very short time.

7.6.3.2 Reflux ratio

The reflux ratio factor k_m , introduced by van der Meer et al. (2000) and later used by Harris et al. (2003a, 2003b), was used in this work in order to attempt a comparison among all the studied geometries.

The reflux ratio factor is defined by $k_m = \frac{\text{downward mass flow rate of solid}}{\text{external solid circulating rate mass flow}}$

Where the downward mass flow rate of solid was calculated using the expression:

$$F_s^{ds} = \rho_s s u_s^{ds} \varepsilon_s^{ds}, \text{ s is the riser section and } u_s^{ds} \text{ and } \varepsilon_s^{ds} \text{ are particle velocity and solid}$$

hold-up profiles of the descending phase, respectively.

The external solid circulating rate mass flow is given by the difference between the ascending and descending mass flow rates.

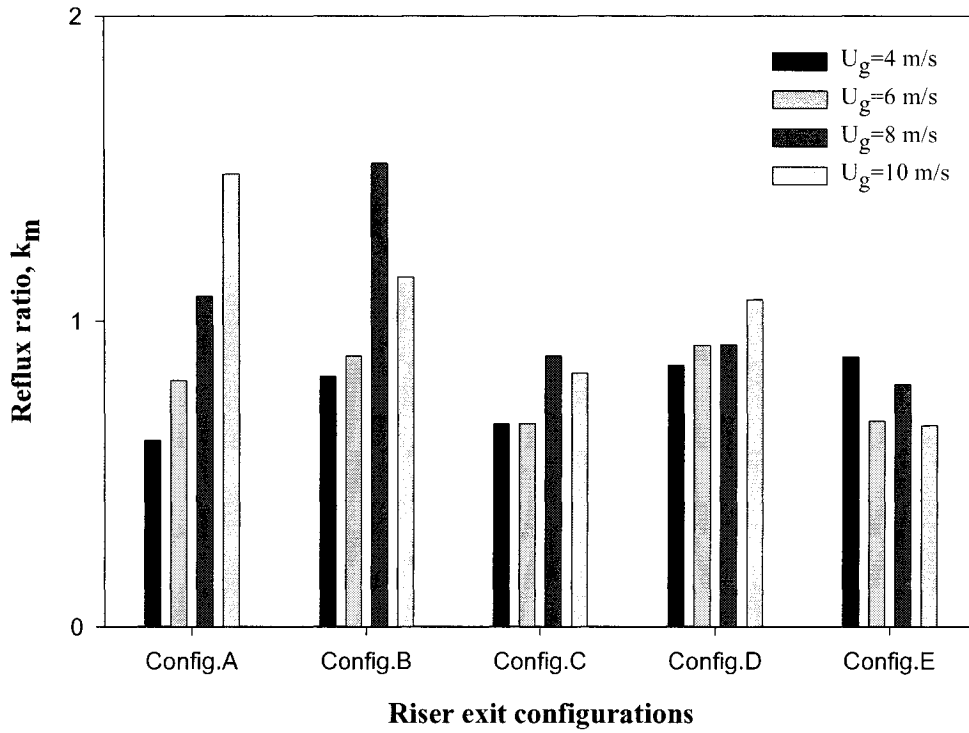


Figure 7.14 Comparison of different k_m corresponding to different ICFB riser exit geometries at several gas superficial velocities

Let's define $R_f = \frac{F_s^{ds}}{F_s^{as}}$ as the ratio of downward to upward solid mass low rate.

The reflux ratio factor becomes:
$$k_m = \frac{R_f}{1 - R_f}$$

Figure 7.14 presents the reflux ratio factor k_m obtained versus different configurations at several gas superficial velocities.

From Figure 7.14 one may note that both the configurations C and E have the lowest reflux ratio factor k_m of all the configurations and for all operating conditions studied in this work. This means that configuration C presents less solid returning in the ICFB riser. In the previous paragraph it was demonstrated that configuration C has a better gas-solid separation performance. Such a configuration would be the most suitable for certain applications (e.g., methane oxidation, Marschall and Mleczko (1999)).

7.7 Conclusion

An extensive experimental investigation was carried out to determine the influence of the ICFB riser exit on the behaviour of solid inside the unit. For the first time evidence was obtained concerning the importance of the separator device and its effects on solid residence time distribution in the ICFB riser exit zone and axial solid hold-up inside the unit.

Configuration C (V-shape) was chosen from among a group of configurations as the best one for ICFB riser exit. This choice was based on two main criteria: the solid

reflux ratio factor in the riser and solid residence time distribution in the ICFB riser exit zone.

Notations

D	Riser diameter, m
G_s	Solid flow rate, $\text{kg/m}^2 \text{ s}$
H	Riser height, m
H_p	Height from the top of the riser
U_g	Gas superficial velocity, m/s
R_f	Reflection factor, downward solid flow/upward solid flow
d_p	Particle mean diameter, μm
g	Gravity acceleration, m/s^2
k_m	Reflux ratio factor, downward solid flow/circulating solid flow
t	Time, s

Greek Letters

ρ_s	Solid density, kg/m^3
ε_s	Solid hold-up

7.8 References

- Bai, D.-R., Jin, Y., Yu, Z.-Q., Zhu, J.-X. 1992. Axial distribution of the cross-sectionally averaged voidage in fast fluidized beds. *Powder Technology*. 71:1. 51-58.
- De wilde, J., Marin, G.B., Heynderickx, G.J. 2003. The effects of abrupt T-outlets in a riser: 3D simulation using the kinetic theory of granular flow. *Chemical Engineering Science*. 58:3-6. 877-885.
- Grace, J.R. 1990. High-velocity fluidized bed reactors. *Chemical Engineering Science: Eleventh International Symposium on Chemical Reaction Engineering - ISCRE 11: New Horizons for Reaction Engineering, Jul 8-11 1990*. 45:8. 1953-1966.
- Harris, A.T., Davidson, J.F., Thorpe, R.B. 2003a. Influence of exit geometry in circulating fluidized-bed risers. *AIChE Journal*. 49:1. 52-64.
- Harris, A.T., Davidson, J.F., Thorpe, R.B. 2003b. The influence of the riser exit on the particle residence time distribution in a circulating fluidised bed riser. *Chemical Engineering Science*. 58:16. 3669-3680.
- Jin, Y., Zhu, J.-X., Yu, Z.-Q. 1997. Novel Configurations and Variants. *Circulating Fluidized Beds*. J.R. Grace, A. A. Avidan and T.M. Knowlton. London, UK : Chapman & Hall.
- Lackermeier, U., Werther, J. 2002. Flow phenomena in the exit zone of a circulating fluidized bed. *Chemical Engineering and Processing*. 41:9. 771-783.
- Larachi, F., Chaouki, J., Kennedy, G. 1995. 3-D mapping of solids flow fields in multiphase reactors with RPT. *AIChE Journal*. 41:2. 439-443.
- Larachi, F., Kennedy, G., Chaouki, J. 1994. A [gamma]-ray detection system for 3-D particle tracking in multiphase reactors. *Nuclear Instruments and Methods in Physics Research Section A: Accelerators, Spectrometers, Detectors and Associated Equipment*. 338:2-3. 568-576.
- Lim, K.S., Zhu, J.X., Grace, J.R. 1995. Hydrodynamics of gas-solid fluidization.

- International Journal of Multiphase Flow*. 21:Suppl. 141-193.
- Mabrouk, R., Radmanesh, R., Chaouki, J., Guy, C. 2005. Scale effects on fluidized bed hydrodynamics. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 3: A18. <http://www.bepress.com/ijcre/vol3/A18>
- Marschall, K.-J., Mleczko, L. 1999a. CFD modeling of an internally circulating fluidized-bed reactor. *Chemical Engineering Science: Proceedings of the 1998 15th International Symposium on Chemical Reaction Engineering, ISCRE 15, Sep 13-Sep 16 1998*. 54:13-14. 2085-2093.
- Marschall, K.-J., Mleczko, L. 1999b. Short-contact-time reactor for catalytic partial oxidation of methane. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 38:5. 1813-1821.
- Mickal, V., Schausberger, P., Winter, F., Hofbauer, H., Brunner, C., Aichernig, C. 2001. Effect of Exit-geometry on the solids distribution in CFB-reactor for the fluidization of fine particles: determination of internal back-mixing with semi-theoretical modeling. *Fluidization X*. New York : AICHE. 245-252.
- Mostoufi, N., Chaouki, J. 2001. Local solid mixing in gas-solid fluidized beds. *Powder Technology*. 114:1-3. 23-31.
- Pugsley, T., Lapointe, D., Hirschberg, B., Werther, J. 1997. Exit effects in Circulating Fluidized Bed risers. *Canadian Journal of Chemical Engineering*. 75:6. 1001-1010.
- Radmanesh, R., Mabrouk R., Chaouki J., Guy, C. 2005. Effect of temperature on solids mixing in a bubbling fluidized bed reactor. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*. 3: A16. <http://www.bepress.com/ijcre/vol3/A16>
- Reddy, B.V., Nag, P.K. 2001. Effect of riser exit geometry on bed hydrodynamics and heat transfer in a circulating fluidized bed riser column. *International Journal of Energy Research*. 25:1. 1-8.
- Reinhardt, B., Cordonnier, A., Florent, P. 1999. Use of an isokinetic sampling probe. Results in cyclone. *Powder Technology*. 101:1 81-90.
- Senior, R.C., Brereton, C. 1992. Modelling of circulating fluidised-bed solids flow and

- distribution. *Chemical Engineering Science*. 47:2. 281-296.
- Van der Meer, E.H., Thorpe, R.B., Davidson, J.F. 2000. Flow patterns in the square cross-section riser of a circulating fluidized bed and the effect of riser exit design. *Chemical Engineering Science*. 55:19. 4079-4099.
- Werther, J., Hirschberg, B. 1997. Solids Motion and Mixing. *Circulating Fluidized Beds*. J.R. Grace, A. A. Avidan and T.M. Knowlton. London, UK : Chapman & Hall.
- Yan, A., Zhu, J.-X., Parssinen, J.H. 2003. Flow properties in the entrance and exit regions of a high-flux circulating fluidized bed riser. *Powder Technology*. 131:2-3. 256-263.
- Zheng, Q.-Y., Zhang, H. 1993. Experimental study of the effect of bed exits with different geometric structure on internal recycling of bed material in CFB boilers. *4th International Conference On Circulating Fluid Beds*. New York : AICHE. 175-180.

Chapitre VIII

8. EFFET DE L'ÉCHELLE SUR L'HYDRODYNAMIQUE DES LITS FLUIDISÉS

8.1 Présentation de l'article

Le dernier aspect étudié dans ce travail, et qui constitue le sujet de cet article, traite de l'effet du diamètre du lit sur le comportement du solide dans une colonne donnée.

Le comportement du mélange solide-gaz a été étudié dans trois lits fluidisés de 152, 78 et 50 mm de diamètre où les lois conventionnelles d'extrapolation sont respectées. Deux sortes de particules ont été utilisées lors des expériences.

Les résultats obtenus au moyen d'une sonde à fibre optique ont été confirmés et validés par la technique du traçage par particule radioactive. Les résultats montrent que le profil 2D de la concentration de solide dans l'unité à petit diamètre (78 mm) est complètement différent de celui obtenu dans l'unité au diamètre intermédiaire (152 mm). Dans la petite unité on constate une croissance de la concentration du solide de la paroi vers le centre et ceci à différent niveau au dessus du distributeur, résultat qui est confirmé dans la plus petite unité. Alors que, dans l'unité intermédiaire on observe le phénomène inverse. Le même profil concorde avec ce qui est présenté dans la littérature.

Un diamètre de lit critique existe dans l'intervalle 78-152 mm. Au dessous de ce seuil, le profil radial de concentration solide est caractérisé par une forte concentration de solide au centre de la colonne, qui décroît vers une faible concentration en direction de la paroi. Ce résultat est très important en cas d'extrapolations, que ce soit vers une unité pilote à partir d'une unité de laboratoire ou vis versa.

SCALE EFFECTS ON FLUIDIZED BED HYDRODYNAMICS

R. Mabrouk, R. Radmanesh, J. Chaouki, C. Guy

International Journal of Chemical Reactor Engineering, 3: A18 2005

[.http://www.bepress.com/ijcre/vol3/A18](http://www.bepress.com/ijcre/vol3/A18)

8.2 Abstract

Industrial history is full of events related to scale-up challenges. Failure at the scale-up stage is no longer surprising. Engineers and scientists have been trying to gather all the key parameters for decades, but, unfortunately, there are still no exact and well-established rules ensuring an accurate transition from one scale to another. Even the minimum lab-scale fluidized bed is still undefined.

In this work, the effect of bed diameter on gas-solid behavior is investigated in three fluidized beds, 152 mm, 78 mm, and 50 mm in diameter, in which the conventional scale-up rules are respected. The experiments were carried out using sand and alumina particles.

The results were obtained and confirmed using fiber optic techniques and radioactive particle tracking, respectively. The results show that radial solid hold-up behavior on a small bed diameter scale is completely different from that on the intermediate bed diameter scale. The radial profile of solid hold-up on a small and very small bed

diameter indicates an increase from a low value near the wall to a high value at the center at different heights from the distributor. By contrast, the opposite profile is observed on the intermediate bed diameter, similar to what is usually reported in the literature.

8.3 Introduction

One of the main concerns of chemical engineers is the successful implementation of industrial processes, in which chemical transformations take place in conjunction with mass, heat, and momentum transfers. Their goal is considered achieved once the yield obtained in the industrial unit is similar to the yield obtained on the lab-scale.

The rational method for scaling-up is dimensional analysis, which is based upon fundamental theoretical models. After the relationship between dimensionless groups is established, the Pi-theorem or *Buckingham* theorem can be used to keep the more significant dimensional groups. Although this method has been used in the field of fluid dynamics and heat transfer for more than a century, as for instance, in the scaling-up of aircraft and cars, it has gained only modest success in chemical engineering (Zlokarnik, 1998; Leuenberger, 2003). Systems, like aircraft and cars, are considered closed systems, while chemical processes are usually open systems, characterized by an internal dynamic.

In general, chemical processes are scale-dependent, i.e., their behaviors change from the laboratory to the pilot plant to the production unit, and often present serious hurdles. Many of these processes involve material systems that are not completely understood. Grey areas in the fluid mechanics of heterogeneous material systems include coalescence phenomena or foaming, temperature-dependent fluids, and non-Newtonian flow behavior.

In the 1950s the Fischer-Tropsch synthesis regarding the fluidized bed was a complete failure, despite good results on laboratory and pilot scales. The production plant reached 1500-2000b/d instead of the 7000b/d that was expected. The bypassing of gas, solid back-mixing and poor quality contact in fluidized beds have been recognized as major scaling problems (Matsen, 1996). The failure of the Fischer-Tropsch synthesis gave rise to many questions, some of which have not yet been answered, and emphasized the importance of the internal dynamic of the fluidized bed. Van Swaaij, 1990, Safoniuk et al., 1999, and Kuipers et al., 1998 among others concluded that a lack of understanding of the fundamentals of gas-particle flow and, in particular, the effects of gas-particle, particle-wall and particle-particle interactions, has led to severe difficulties in the scale-up of industrial gas-solid contactors. Whether the model involved represents a scale-up or a scale-down, certain important questions must be posed:

- Which laws govern the adaptation of the process parameters in lab-scale measurements to those of the full-scale plant?

- Is it possible to achieve complete similarity between processes on a lab-scale and a full-scale?
- Is one model sufficient?
- How small can the model be?

In the conventional scale-up methodology it is fundamental that the same particle, aspect ratio, and gas velocity be used. Distributor parameters, including the fraction of open area, cap or tube size and orifice diameter and pitch also have to be kept constant. Horio et al. 1986 reported that as long as these rules are satisfied an approximate identity of the longitudinal distribution of bubble parameters, such as the average bubble diameter and bubble fraction could be made. The similarity criteria are numerous. Glicksman 1984, for instance, suggested the following criteria for a successful scale-up: $\frac{g d_p}{U^2}, \frac{\mu}{\rho_p U d_p}, \frac{\rho_p^2 d_p^3 g}{\mu^2}, \frac{L}{d_p}, \frac{D}{d_p}, \phi$, particle size distribution and bed geometry. Even though particular attention must be paid to the following points, when using the conventional rules:

- The scaling down of commercial concepts to laboratory units is limited because of the onset of slugging below a certain diameter;
- No information can be gathered from smaller scale models because bubble distribution changes considerably with bed diameter.

The objective of the present work is to address the last question (How small can the model be?). For this purpose, the effect of the column diameter on the behavior of the gas-solid mixture is investigated in three fluidized beds with scales of 0.050, 0.078, and 0.152 m ID, by using fiber optic needle probe and radioactive particle tracking techniques. The same distributor type and design were installed in the three units. Aspect ratio H/D , particle properties (density ratio, particle mean diameter), particle size distribution, gas superficial velocity, and Reynolds and Froude numbers were kept constant in the three fluidized bed scales.

8.4 Experimental setup

The experiments in this study were carried out in three bubbling fluidized bed units of 0.050, 0.078, and 0.152 m ID, respectively. Figure 1 shows a schematic diagram of one of the experimental fluidized beds used. Air under ambient conditions was the fluidizing gas in all the experiments. The gas flow rate to the units was controlled by means of calibrated rotameters and an orifice plate. Three superficial gas velocities ($U=0.3$, 0.38 , and 0.53 m/s) were used during these experiments. The same distributor type and design were installed in the three units (0.001-m holes and a free area of 0.5%). The conventional rules were respected in this work. The aspect ratio was kept constant, equal to 2.0 in the different scales.

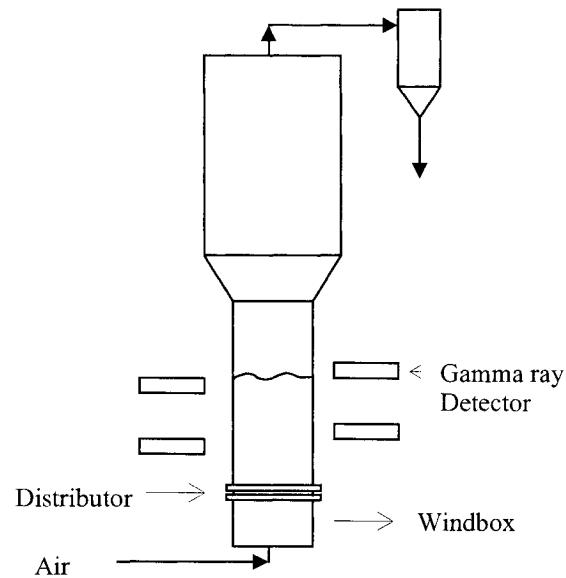


Figure 8.1 Schematic illustration of the fluidized bed and detectors

The bed material consists of sand and alumina particles. Figures 8.2(a) and 8.2(b) show the particle size distribution used during the experiments.

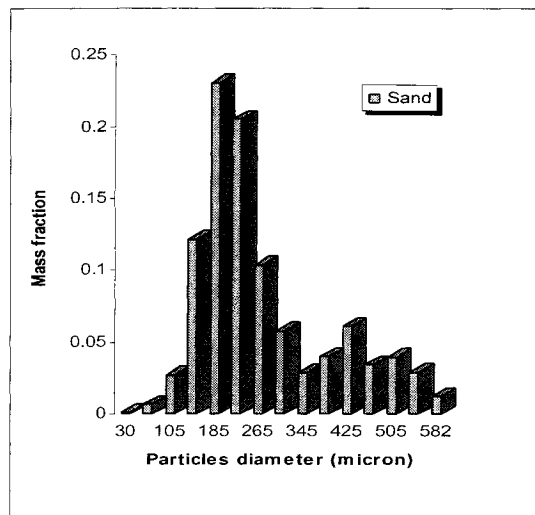


Figure 8.2 (a) Particle size distribution of sand particles

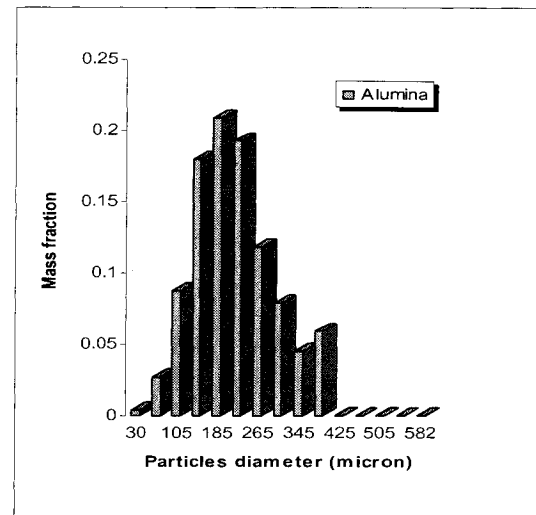


Figure 8.2 (b) Particle size distribution of alumina particles

Sand particles have an average particle size of 250.10^{-6} m and a density of 2500 kg/m^3 , while alumina particles are characterized by a density of 3400 kg/m^3 and a mean diameter of 170.10^{-6} m.

Table 8.1 summarizes the experimental conditions for this work.

Table 8.1 Summary of experimental conditions

Solids	$\rho_p \times 10^{-3} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$d_p \times 10^6 \text{ (m)}$	U (m/s)	D (m)	H/D
Sand	2.5	250	0.3	0.050	2.0
Sand	2.5	250	0.38	0.050	2.0
Sand	2.5	250	0.42	0.050	2.0
Sand/ Alumina	2.5/3.4	250/170	0.3	0.078	2.0
Sand/ Alumina	2.5/3.4	250/170	0.38	0.078	2.0
Sand/ Alumina	2.5/3.4	250/170	0.53	0.078	2.0
Sand/ Alumina	2.5/3.4	250/170	0.3	0.152	2.0
Sand/ Alumina	2.5/3.4	250/170	0.38	0.152	2.0
Sand/ Alumina	2.5/3.4	250/170	0.53	0.152	2.0

8.5 Measurement techniques

A 1 mm fiber optic needle probe was used during the experiments for solid hold-up measurement. The sampling frequency was fixed at 3.906 kHz (0.256 ms) and the sampling time was 8.38 s. The same kind of probe was used in earlier works by Heping et al., 2001, and Pugsley et al., 2003. In order to confirm the results obtained by the fiber optic needle probe, considered as an intrusive method, which could strongly affect the behavior of gas-solid contact on a small bed diameter, a radioactive particle tracking (RPT) technique was also used. The RPT technique was used to diagnose gas-solid behavior. Thus, radioactive tracers made from scandium oxide with a long half-life of 83.9 days were used to track the solid phase in the three fluidized bed scales.

The tracers of 180 and 260 microns in diameter were activated in the SLOWPOKE nuclear reactor at the École Polytechnique. The photons emitted from the tracer were counted by the discriminators, which are linked to the detectors surrounding the column. The RPT data consists of the number of counts received by each detector during a certain period of time (4 hours in these cases). From a dictionary of counts, built previously using calibration data obtained under the same conditions at known positions, and from the experimental data, the particle positions (x, y, z) at each time point were located. For more details about the technique please refer to Larachi et al., (1994, 1995) and Mostoufi and Chaouki 2001. A sampling time of 20 ms was chosen for these experiments.

8.6 Results

8.6.1 Fiber optic results

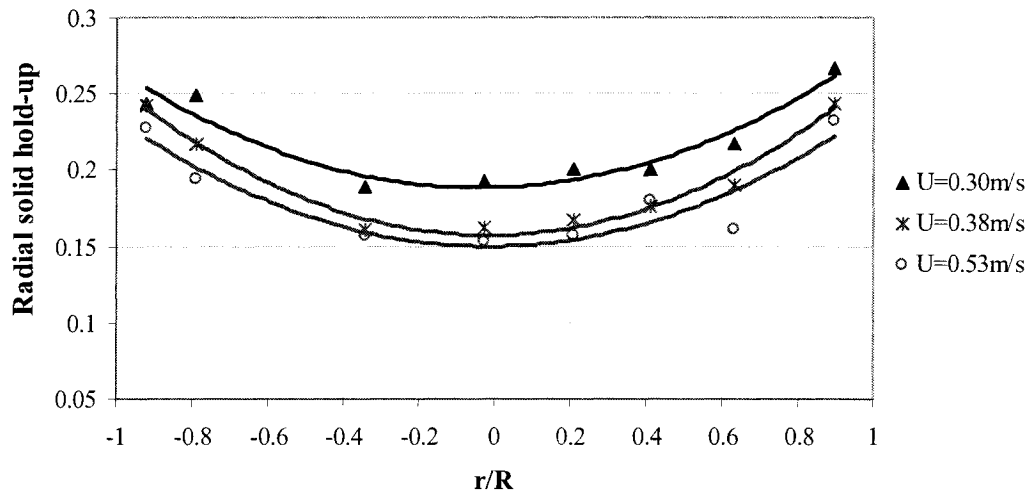


Figure 8.3 Radial solid hold-up profiles at $Z=0.360$ m above the distributor on the intermediate bed diameter (sand particles)

The results obtained by a fiber optic needle probe on both intermediate (0.152 m ID) and small (0.078 m ID) fluidized bed diameters are presented in the following paragraph. These results are considered as local measurements. Figures 8.3 and 8.4 show the radial and the axial solid hold-up ($1-\varepsilon$) along the intermediate fluidized bed, respectively, for sand particles.

At a height of 0.360 m above the distributor, the variations of radial solid hold-up at different gas superficial velocities along the column diameter are presented in Figure 8.3. The same parabolic trend is observed for the three velocities (0.3, 0.38, and 0.53 m/s). The radial solid hold-up does not change significantly by increasing the velocity from 0.30 to 0.53 m/s.

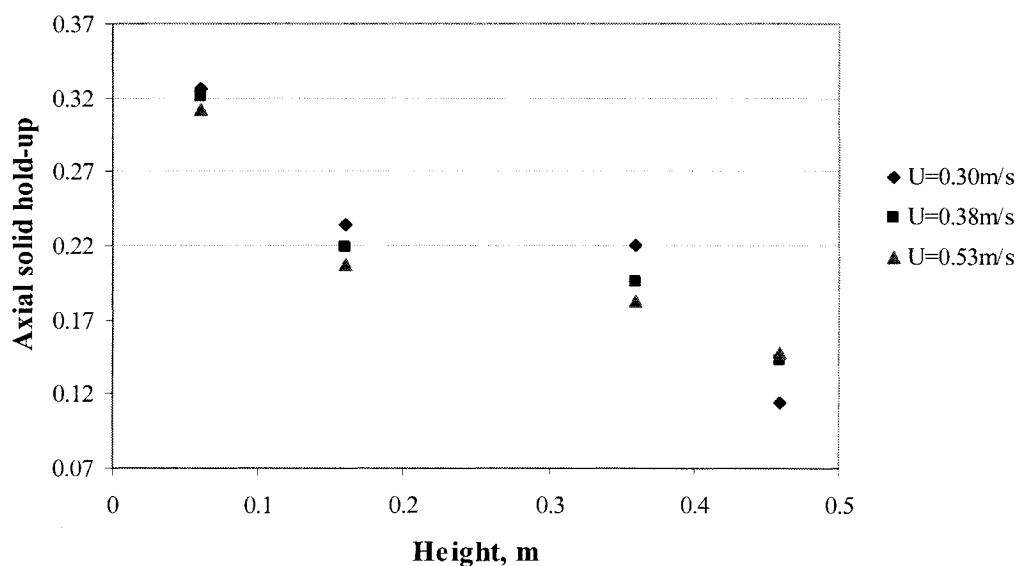


Figure 8.4 Average cross-section axial solid hold-up profiles at different gas superficial velocities on the intermediate bed diameter (sand particles)

The section average of solid hold-up changes from 0.22 at $U=0.30$ m/s to 0.18 at $U=0.53$ m/s. This agrees with the global measurement obtained by the pressure drop.

The axial solid hold-up section average profiles, along the bed height of the intermediate fluidized bed, are presented in Figure 8.4 for the three velocities studied in this work. The axial solid hold-up reported here is calculated based on section average. Figure 8.4 shows a quasi-linear profile for the axial solid hold-up.

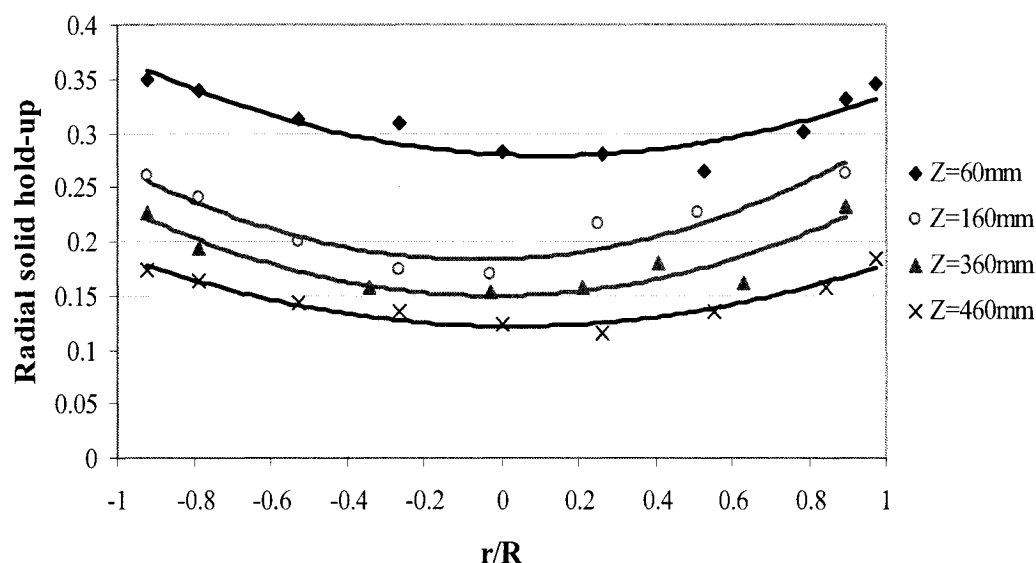


Figure 8.5 Radial solid hold-up profiles at different levels above the distributor on the intermediate bed diameter (sand particles)

The radial solid hold-up profiles obtained at several levels above the distributor for the gas superficial velocity $U=0.53$ m/s are presented in Figure 8.5. It is clear that the profile has the same shape as was reported earlier in the literature (Andreux et al.,

2005), with high solid concentration close to the wall and low solid concentration at the center.

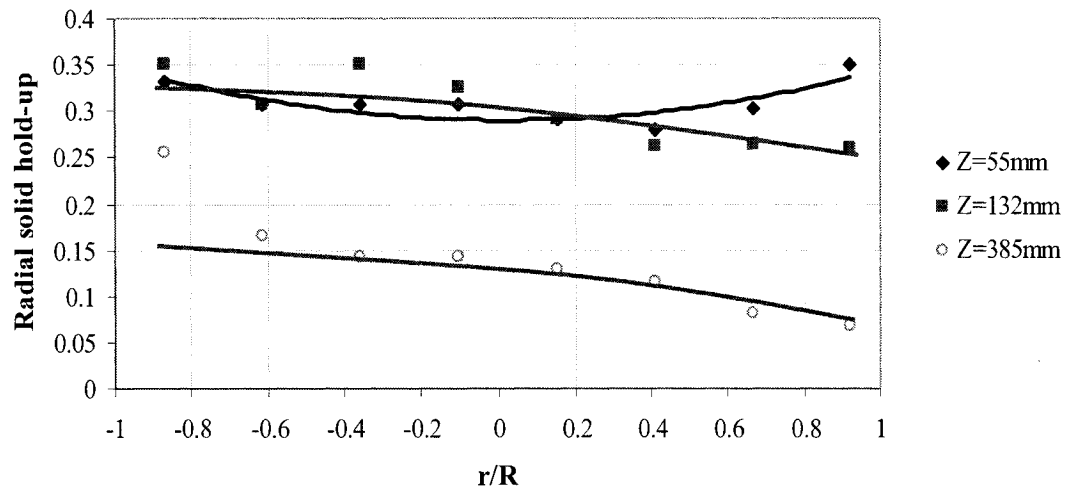


Figure 8.6 Radial solid hold-up profiles at different levels above the distributor on the small bed diameter (sand particles)

On the small bed diameter, corresponding to 0.078 m ID, the radial solid hold-up profile is not consistent in the whole bed. Figure 8.6 shows that, at $Z=0.132$ and $Z=0.385$ m above the distributor, the radial solid hold-up is high at the side close to the wall and low on the opposite side, a phenomenon with which we are not familiar. This strange observation raises the following question: Is this phenomenon naturally occurring on the small scale, or does the insertion of the fiber optic needle probe introduce significant perturbations into the dynamics of gas-solid fluidization at the small scale?

In order to answer the above question, a non-intrusive method, RPT, was used. The results obtained on both the intermediate and small bed diameters are presented in the following paragraph.

8.6.2 RPT Results

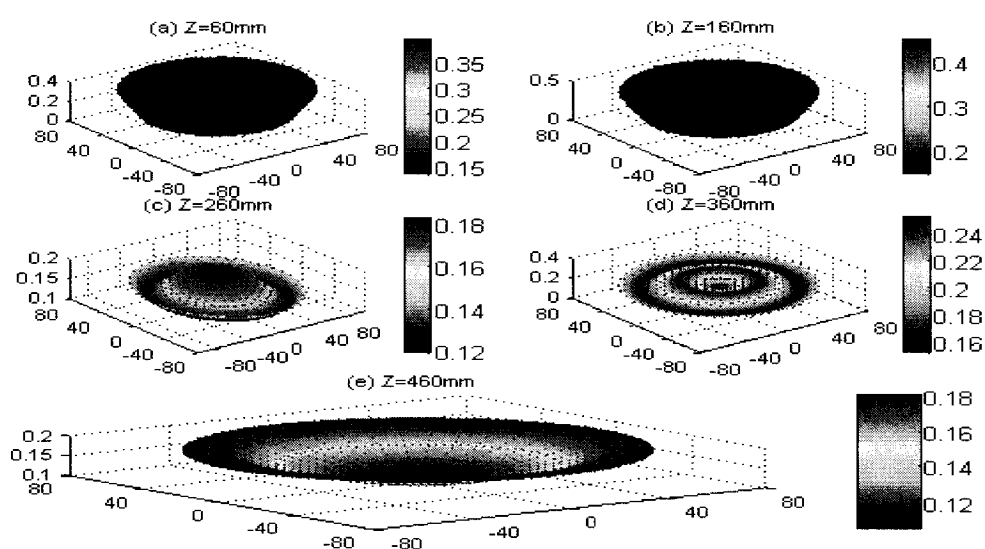


Figure 8.7 Radial solid hold-up profiles on the intermediate bed diameter at different levels above the distributor for $U=0.38\text{m/s}$ (sand particles)

The radial solid hold-up profiles obtained by RPT are presented in Figure 8.7. Figures 8.7(a) to 8.7(e) present the radial solid hold-up on the intermediate bed diameter (0.152 m ID) at several levels above the distributor. The main point to be gleaned from these figures is that the radial solid hold-up is significant close to the wall and decreases progressively towards the center of the column at $Z=0.060$, 0.160 , and 0.460 m. These results confirm the ones obtained by the fiber optic needle probe (see Figure 8.5), in which the radial solid hold-up is high close to the wall and low towards the center. At

levels $Z=0.260$ m and $Z=0.360$ m, the radial solid hold-up changes slightly with a very small amplitude of 0.04, which might be considered constant.

The same property is reported at several levels above the distributor, in Figures 8.8(a) to 8.8(e) in the case of the small scale fluidized bed. Figure 8.8 shows a different profile from the one obtained in the intermediate scale fluidized bed. The radial solid hold-up is high at the center and low close to the wall. The red area representing the high solid hold-up at the center covers an important surface area at levels $Z=0.160$ m and up. This result can be compared with the flattened portion in the curves presented previously in Figure 8.6 (results obtained by fiber optic needle probe on the small bed diameter). One may omit the first local measurement obtained by fiber optic needle probe, as it is most likely erroneous due to its particular position, which is very close to and facing a stainless steel wall, and consider only the seven other local measurements obtained. From these measurements we can conclude that both fiber optic needle probe and RPT report the same trend (a mushroom shape) as a radial solid hold-up property. Our justification for this is that, at this particular position, which is 5.10^{-3} m from the wall, the area between the needle head and the wall acts as a trap where solid particles get stuck and form a kind of bridge. As a consequence, the fiber optic signal response is very important, and leads to a high solid concentration.

Since both techniques (fiber optic and RPT) give the same trend, one can conclude that the radial solid hold-up profile on the intermediate and the small bed diameters are

different, and the gas-solid behavior on both scales is not similar even when the similarity of the geometry is respected and the experimental conditions are the same.

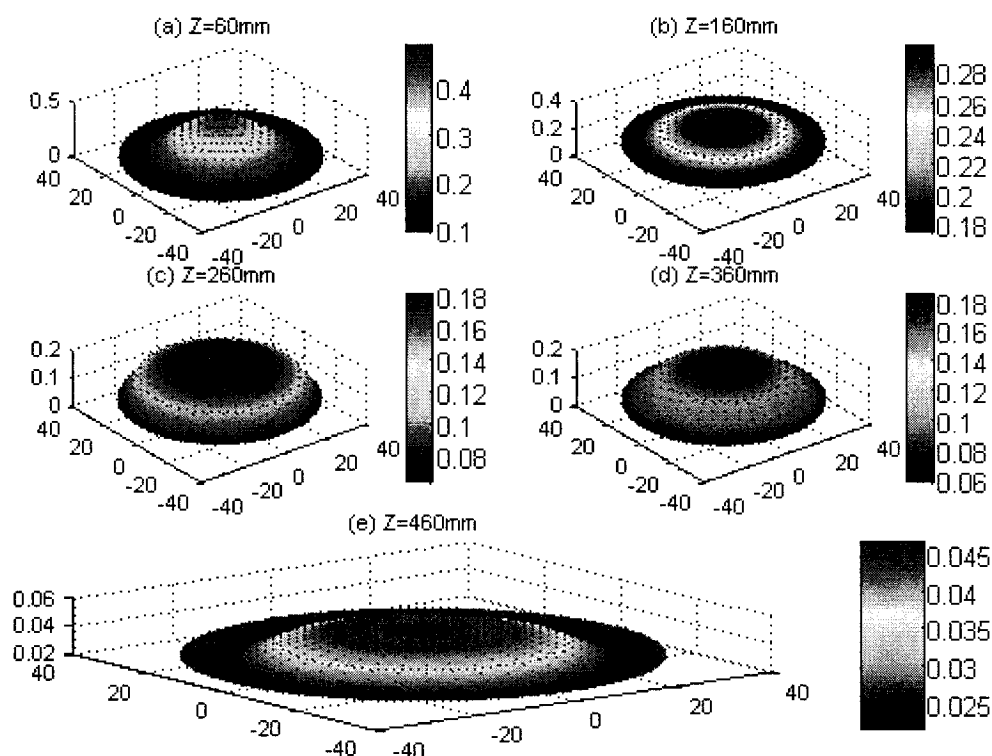


Figure 8.8 Radial solid hold-up profiles on the small bed diameter at different levels above the distributor for $U = 0.38\text{m/s}$ (sand particles)

Other RPT experiments were carried out in a third fluidized bed unit of 0.050 m ID (very small scale), in order to verify whether observations made on the small scale (0.078 m ID) were still valid on a very small bed diameter. A radial solid hold-up profile at different levels above the distributor for gas superficial velocity $U = 0.38\text{m/s}$ is presented in Figure 8.9. The same profile as the one obtained on the small scale is

found; high solid concentration at the center and low solid concentration close to the wall.

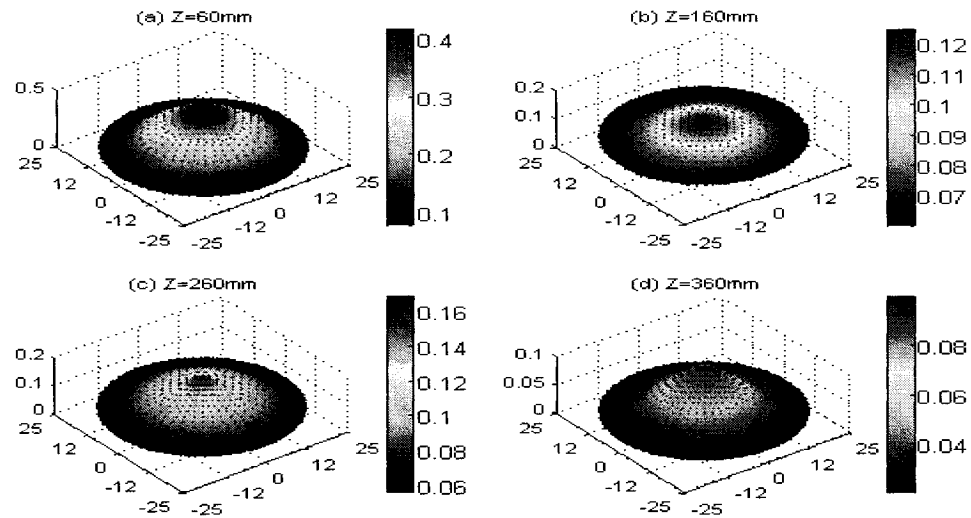


Figure 8.9 Radial solid hold-up profiles on the very small scale at different levels above the distributor for $U=0.38 \text{ m/s}$ (sand particles)

Before we present the radial solid hold-up for alumina particles in both small and intermediate bed diameters, at different velocities, here is the axial solid hold-up obtained in the three scales for sand particles. Figure 8.10 shows how the axial solid hold-up section average varies versus height of the bed in the intermediate, small and very small bed diameter, by using both the fiber optic needle probe and RPT at $U=0.38 \text{ m/s}$. As it is presented in Figure 8.4 for the axial solid hold-up obtained using the fiber optic needle probe, the axial solid hold-up obtained by RPT shows a quasi linear profile.

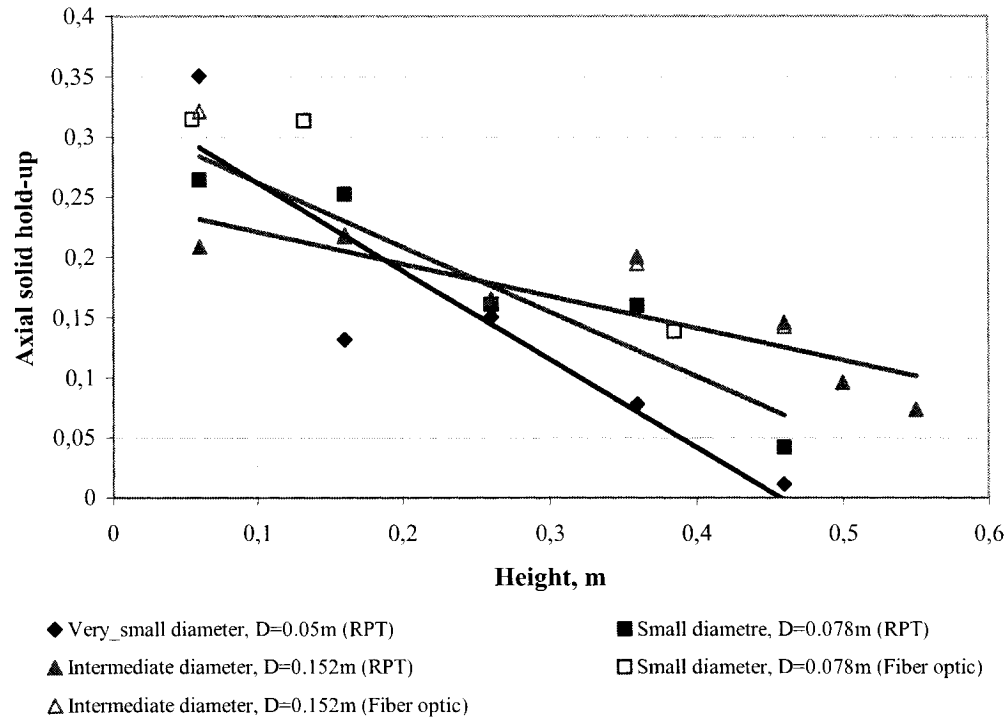


Figure 8.10 Axial solid hold-up profiles in the three scales at $U=0.38\text{m/s}$ (sand particles)

The behaviour observed for sand particles is also noticed for alumina particles, on both intermediate and small scale units (higher solid concentration at the center and lower solid concentration close to the wall in the case of the small scale and the opposite in the case of the intermediate scale). The results obtained for alumina particles at different velocities and scales are presented in the figures below.

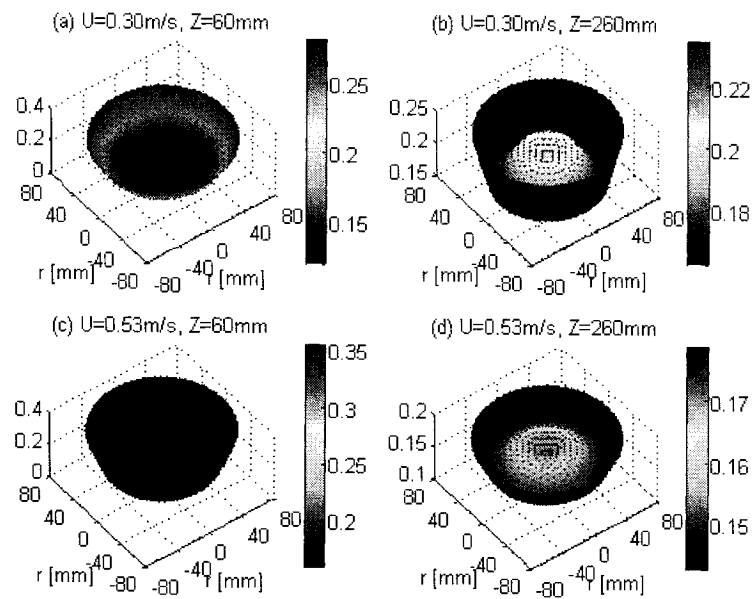


Figure 8.11 Radial solid hold-up on the intermediate bed diameter at different levels above the distributor for gas superficial velocities $U=0.30\text{m/s}$ and $U=0.53\text{m/s}$ (alumina particles)

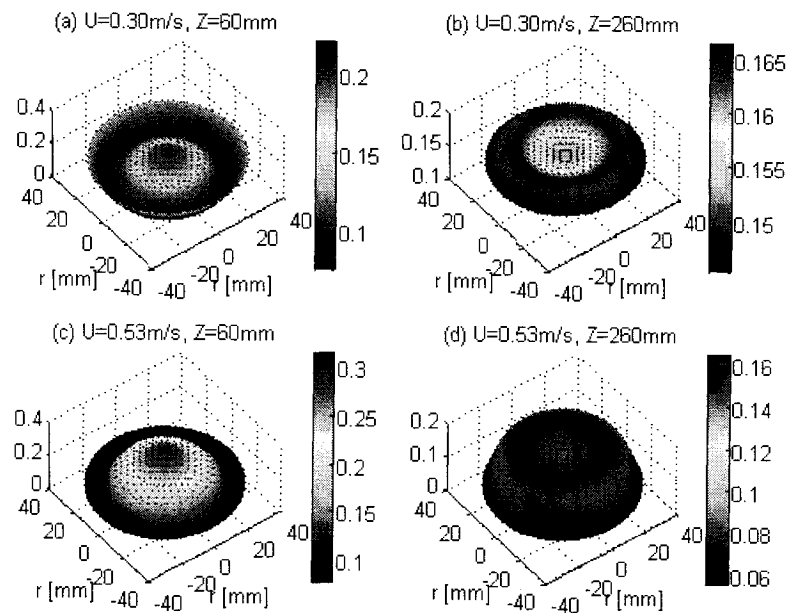


Figure 8.12 Radial solid hold-up on the small bed diameter at different levels above the distributor for gas superficial velocities $U=0.30\text{m/s}$ and $U=0.53\text{m/s}$ (alumina particles)

8.7 Discussion & Conclusion

The papers written about the effect of column diameter on the hydrodynamics of bubble columns are relatively numerous (Krishna et al., 2001; Chen et al., 2001; Forret et al., 2003 among others) compared to the papers written about the diameter effect in gas-solid fluidized beds. Studies on the effects of diameter on the hydrodynamics of gas-solid systems are rare and most of these are done in circulating fluidized beds (van der Meer, 1999; Xu et al., 2000).

Early studies on fluidized bed scale-up reported by Glicksman, 1998, recognized the influence of bed diameter on conversion due to less efficient gas-solid contacting. Frye et al., 1958, used three beds of 0.0508, 0.2032 and 0.762 m ID to study the size effect on the apparent reaction rate. It was observed that the reaction rate decreases by a factor of three between the 0.0508 m ID and 0.762 m ID beds. Later, in 1962, Volk et al. showed the effect of bed diameter on the conversion of CO in the 'Hydrocol' reaction in which hydrogen and carbon dioxide were converted over an iron catalyst to hydrocarbons and oxygenated hydrocarbons in a bubbling bed. The CO conversion decreased as the bed diameter increased. Horio et al., 1986, also observed that the yield of the reaction was decreasing by increasing the diameter; even though the conventional rules were respected. In their work Horio et al., 1986 raised the problem of bubble distribution in different scales. To overcome this problem new scale-up rules were suggested in addition to the conventional rules. These rules were developed by considering the bubble coalescence and bubble splitting in modeling the fluidized beds.

Recently, Knowlton et al., 2005 presented a qualitative figure in which the parameters of bubble size and solid hold-up change as the diameter increases. King, 1989, showed, in one of the figures presented, that there is no difference between the small 0.150 m ID and the large 1.60 m ID scale in terms of void size, which is at odds with the work of Werther 1974, who suggested a minimum bed size of 0.500 m ID as laboratory-scale to conserve the same bubble characteristics. However, no work was done to investigate any of the hydrodynamic phenomena at small diameters, i.e., less than 0.100 m ID. Frye et al., 1958, did experiment in 0.0508 m ID, but never explained the decrease of the reaction rate by increasing the bed diameter.

Concerning the link between the sizes used here and those commonly reported in the fluidization research community, we think that in order to adequately discover, report, and solve all potential problems inherent to industrial fluidized bed reactors, quite a large pilot fluidized bed has to be built. These problems include hydrodynamics, solid entry, radial solid distribution, entrainment, heat transfer, solid attrition, erosion, etc. The size of this pilot reactor must be larger than 0.5 m as discussed by Werther and co-workers (Werther, 1974), but when the only uncertainty is related to the reaction, which could be catalytic or non catalytic (i.e., optimum residence time for specific experimental conditions) almost any reactor diameter could be chosen (Botton et al. 1995). In this case, to correctly interpret the experimental data, an adequate hydrodynamic model has to be used. This article shows clearly that there is a critical diameter between 0.078 and 0.1521 m ID where the hydrodynamic changes and care

has to be taken in order to choose the right model. Moreover, we think that at larger column diameter than this critical one, the hydrodynamic behaviour is not going to change at least for particle group B.

Chen et al., 2001, noticed that, in the gas-liquid system, the bubble path on the small scale (0.200 m ID) differs from that on the large scale (0.400 m ID). On the small scale, bubbles have a tendency to be unidirectional, while on the large scale, they converge towards the center of the column. An analogy to the bubble column could help to explain this phenomenon in the gas-solid system. The fact that the aspect ratio was respected in the three models' scales means that the head pressure varies from intermediate bed diameter to small and very small bed diameter, which, we believe, could affect the gas distribution on all the scales.

The scale-down of gas-solid hydrodynamic structures established from large scales to lab-scales lower than 0.078 m ID, leads to a misunderstanding of the exact phenomena involved. We found out that in the 78-152 mm range there is a critical diameter below which the hydrodynamics are completely different from those above the critical diameter. Depending upon whether it is a scale-up or scale-down, the critical diameter must be taken into consideration. Further work is needed to investigate the effect of bed height on gas distribution in different bed diameters.

Notation

D	Column diameter, m
D _p	Particles diameter, m
H	Bed heights, m
r	Radius, mm
U	Gas superficial velocity, m/s

Greek Letters

ρ_p	Particle density, kg/m ³
ρ_g	Gas density, kg/m ³
μ	Viscosity of the gas, Pa. s
g	Gravity acceleration m.s ⁻²
ε	Gas hold-up

8.8 References

- Andreux, R., Gauthier, T., Chaouki, J., Simonin, O., “New description of fluidization regimes”, AICHE J., Vol. 51, No. 4, 1125-1130 (2005).
- Botton, R., Bergougnou, M.A., Vergnes, F., “High performance catalytic fluidized bed reactors. Direct scale-up from laboratory data (Conversion and selectivity) fundamentals about phenomenological and bubble models.” in “Fluidization VIII Conference Proceedings”, Tours, France, 585-592 (1995).

- Chen, W., Hasegawa, T., Tsutsumi, A., Otawara, K., "Scale-up effects on the time-averaged and dynamic behavior in bubble column reactors", *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 56, No. 21-22, 6149-6155 (2001).
- Forret, A., Schweitzer, J-M., Gauthier, T., Krishna, R., Schweich, D., "Influence of scale on the hydrodynamics of bubble column reactors: an experimental study in columns of 0.1, 0.4 and 1 m diameters", *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 58, No. 3-6, 719-724 (2003).
- Frye, C.G., Lake, W.C., Eckstrom, H.C., "Gas-solid contacting with ozone decomposition reaction", *AICHE J.*, Vol. 4, No. 4, 403-408 (1958).
- Glicksman, L. R., "Scaling relationships for fluidized beds", *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 39, No. 9, 1373-1379 (1984).
- Heping, C., Navid, M., Chaouki, J., "Gas and solids between dynamic bubble and emulsion in gas-fluidized beds", *Powder Technology*, Vol. 120, 12-20 (2001).
- Horio, M., Nonaka, A., Sawa, Y., Muchi, I., "A new similarity rule for fluidized bed scale-up", *AICHE J.*, Vol. 32, No. 9, 1466-1481 (1986).
- King, D.F., "Estimation of dense bed voidage in fast and slow fluidized beds of FCC catalyst", in "Fluidization VI Conference Proceedings", Alberta, Canada, 1-8 (1989).
- Knowlton, T.M., Karri, S.B.R., Issangya, A., "Scale up of fluidized-bed hydrodynamics", *Powder Technology*, Vol. 150, No. 2, 72-77 (2005).
- Krishna, R., van Baten, J.M., Urseanu, M.I., Ellenberger, J., "Design and scale up of a bubble column slurry reactor for Fischer-Tropsch synthesis", *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 56, No. 2, 537-545 (2001).
- Kuipers, J.A.M., Hoomans, B.P.B., van Swaaij, W.P.M., "Hydrodynamic modeling of gas-fluidized beds and their role for design and operation of fluidized bed chemical reactors", in "Fluidization IX Conference Proceedings", Durango, USA, 15-30 (1998).

- Larachi, F., Chaouki, J., Kennedy G., "A γ -ray detection system for 3-D particle tracking in multiphase reactors", *Nuc. Instr. and Meth. A.*, Vol. 338, No. 2-3, 568-576 (1994).
- Larachi, F., Chaouki, J., Kennedy, G., "3-D mapping of solids flow fields in multiphase reactor with RPT", *AIChE J.*, Vol. 41, No. 2, 439-443 (1995).
- Leuenberger, H., "Scale-up in the 4th dimension in the field of granulation and drying or how to avoid classical scale-up", *Powder Technology*, Vol. 130, No. 1-3, 225-230 (2003).
- Matsen, J.M., "Scale up of fluidized bed processes: principle and practice", *Powder Technology*, Vol. 88, No. 3, 237-244 (1996).
- Mostoufi, N., Chaouki, J., "Local solid mixing in gas-solid fluidized beds", *Powder Technology*, Vol. 114, No. 1-3, 23-31 (2001).
- Pugsley, T., Tanfara, H., Makus, S., Heping, C., Chaouki, J., Winters, C. "Verification of fluidized bed electrical capacitance tomography measurements with a fibre optic probe", *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 58, 3923-3934 (2003).
- Safoniuk, M., Grace, J.R., Hackman, L., McKnight, C.A., "Use of dimensional similitude for scale-up of hydrodynamics in three-phase fluidized beds", *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 54, No. 21, 4961-4966 (1999).
- Van der Meer, E.H., Thorpe, R.B., Davidson, J.F., "Dimensionless groups for practicable similarity of circulating fluidised beds", *Chem. Eng. Sc.*, Vol. 54, No. 22, 5369-5376 (1999).
- Van Swaaij, W.P.M., "Chemical reactors", in "Fluidization", J.F. Davidson and R. Clift Eds., Academic Press, London (1990).
- Volk, W., Johnson, C.A., Stotler, H.H., "Effect of reactor internals on quality of fluidization", *Chem. Eng. Progress*, Vol. 58, No. 3, 44-47 (1962).
- Werther, J., "Influence of bed diameter on the hydrodynamics of gas fluidized beds", *AIChE Symp. Ser.*, 70 (141):53 (1974) in "Fluidized bed scale-up ", Wen-Ching Yang Eds., Noyes Publications, New Jersey, U.S.A. (1998).

- Xu, G., Nomura, K., Nakagawa, N., Kato, K., "Hydrodynamic dependence on riser diameter for different particles in circulating fluidized beds", Powder Technology, Vol. 113, No. 1-2, 80-87 (2000).
- Zlokarnik, M., "Problems in the application of dimensional analysis and scale-up of mixing operations", Chem. Eng. Sc., Vol. 53, No. 17, 3023-3030 (1998).

Chapitre IX

9. DISCUSSION GÉNÉRALE

La revue de littérature présentée au chapitre 2 a fait ressortir le grand potentiel qu'un lit fluidisé circulant interne (LFCI) peut démontrer, un potentiel qui peut être mieux exploité si son hydrodynamique est bien comprise et bien établie. Une bonne compréhension des phénomènes liés aux pertes de charges est très utile voire même indispensable pour les systèmes circulants et pour ceux opérants dans des régimes rapides ou pneumatiques. La perte de charge est considérée comme la variable principale pour les systèmes fluidisés et circulant en particulier qui soit rapide et relativement facile à mesurer et qui permet une vision globale du comportement des systèmes solide-gaz.

L'accélération des particules, la rétention du solide, l'échange de quantité de mouvement entre phases (particulaire et gazeuse) et les frottements contre les parois (solide-paroi et gaz-paroi) contribuent de façon significative à la perte de charge totale des systèmes circulants. La contribution de la perte de charge due aux frottements particules-parois a été et est toujours sujet à controverse. Certains auteurs négligent son effet. C'est le cas de Yerushalmi et Cankurt en 1979 lorsqu'ils ont développé une corrélation pour prédire la perte de charge totale en se basant sur l'hypothèse d'un effet négligeable de l'accélération des particules et des frottements particules-parois. Alors

qu'une grande majorité de chercheurs dans le domaine, croit en son importance, Capes et Nakamura (1973), Yang (1978), Rautiainen et Sarkomaa (1998) et Lech (2001) parmi d'autres.

Dans cette optique, le facteur de frottement particule-paroi a été calculé en utilisant la définition fondamentale d'un frottement; il a aussi été conjugué aux données locales et quasi-instantanées sur les particules en contact avec les parois d'un LFCI, au lieu d'une simple régression des données obtenues après soustraction de la perte de charge d'un courant gazeux chargé de particules solides et celle d'un courant purement gazeux. Le facteur de frottement change en fonction de la vitesse superficielle du gaz ou en fonction de la vitesse du solide, contrairement à ce qui est avancé par Stemerding (1962) et Yousfi et Gau (1974), qui ont considéré constant le facteur de frottement particule-paroi. Le résultat obtenu dans ce travail, rejoint les conclusions de Capes et Nakamura (1973), Kmiec et al. (1978) et Garic et al. (1995). C'est-à-dire, le facteur de frottement particule-paroi change selon un profil décroissant de valeurs élevées pour les vitesses superficielles de gaz moins élevées (2 m/s dans ce cas) vers une sorte de plateau pour des vitesses superficielles de gaz très élevées (10 à 12 m/s).

Un autre résultat important à souligner dans ce travail, concerne le changement du facteur de frottement le long du riser. Dans la partie inférieure du riser, des valeurs plus élevées par rapport au reste du riser ont été observées, un constat qui est probablement due à l'effet des conditions et de configuration de l'entrée du riser.

L'effet de l'état de surface des parois sur l'estimation du facteur de frottement particule-paroi a été étudié, analysé et mis en évidence dans une seconde partie du chapitre 5. Dans ce même chapitre le facteur de frottement particule-paroi a été calculé dans les cas des surfaces lisses et rugueuses. Ensuite, un domaine a été défini où la plupart des corrélations trouvées dans la littérature sont applicables. Le domaine est délimité par deux courbes, dont les expressions mathématiques sont présentées dans l'article.

La deuxième importante contribution dans l'évaluation de la perte de charge totale est son attribution aux échanges de quantité de mouvement entre phases, traduits par la force de traînée. Cette contribution soulève aussi beaucoup de controverses à travers le coefficient de traînée à utiliser et comment ce dernier est évalué.

Les tableaux présentés au chapitre 6 résument les différentes expressions de C_D et donnent une image de l'ampleur de ce problème. La littérature est riche en expressions pour estimer le coefficient de traînée dans les écoulements diphasiques solide-gaz, dont la plupart ont été développées dans des zones où le régime est établi ou par des expériences de sédimentation dans un milieu liquide qu'on extrapole par la suite dans des systèmes solide-gaz. Dans les conditions solide-gaz, des questions sont toujours soulevées sur la validité de ces expressions dans le cas des systèmes fluidisés et où la zone d'accélération est non négligeable, comme exemple les LFCI.

Dans ce travail, le coefficient de traînée C_D a été calculé dans un milieu fluidisé et dans des conditions similaires à celles d'opération du LFCI. À partir des expériences de traçage par particule radioactive (chaque 10ms), un coefficient C_D a été calculé. Une expression a été présentée dans laquelle les termes d'accélération et d'historique des particules (force de Basset) sont pris en compte pour la première fois. Ensuite, une étude de sensibilité aux termes d'accélération et de Basset a mis en évidence l'importance de ces deux termes dans l'évaluation du C_D . Pour terminer, une comparaison des différents C_D a été effectuée en utilisant une analyse numérique des prédictions de pertes de charges trouvées avec les différentes expressions de C_D utilisées, et en introduisant les données expérimentales trouvées dans la littérature sur le LFC.

Le deuxième volet de ce travail traite de l'effet de certains paramètres géométriques sur l'hydrodynamique des LFCI. Un aspect très intéressant qui suscite un grand intérêt chez les chercheurs en fluidisation, est celui de la séparation solide-gaz et l'influence du système de séparation sur le comportement de l'écoulement solide-gaz à l'intérieur d'une unité de fluidisation.

Dans ce cadre, l'effet de la géométrie de sortie a été examiné et quantifié en utilisant plusieurs configurations de sortie du riser. Plusieurs travaux ont été réalisés sur le sujet dans le cas des LFC, alors qu'à date, aucun travail expérimental n'a encore abordé le sujet dans les LFCI.

Le troisième article présenté au chapitre 7, montre pour la première fois l'importance de cette partie de l'unité, qui est la configuration de sortie du riser, et son influence sur le comportement global du LFCI.

Le temps de séparation solide-gaz, une propriété très importante dans ce genre de système, a été évalué de façon indirecte en présentant des distributions de temps de séjour à la sortie du riser du LFCI pour différentes configurations de sortie. Le taux de reflux comme van der Meer (2000) l'a défini et Harris et al. (2003a et 2003b) l'a repris, a été utilisé comme second critère à des fins de comparaison entre les différentes configurations.

Un deuxième aspect lié toujours à l'hydrodynamique des LFCI, est celui d'extrapolation et son effet sur l'hydrodynamique des systèmes fluidisés, un défi que les scientifiques n'ont pas encore complètement relevé. L'effet du diamètre de l'unité sur le comportement des particules de type B selon la classification de Geldart a été présenté au chapitre 8. Plusieurs travaux ont noté l'effet significatif du diamètre de l'unité sur le taux de transfert de chaleur aux parois (Glicksman, 1998); le taux de réaction (Frye, 1958) et le taux de conversion (Volk, 1962), mais aucun travail approfondi sur le pourquoi n'a été effectué, ni de preuves aussi fortes que celles présentées dans ce travail n'avaient clarifié ce phénomène.

Dans ce chapitre, des éléments ont été présentés qui montrent le changement de profil radial de concentration solide dans les lits fluidisés à différentes échelles. Le passage

d'une échelle à une autre a été accompli en respectant les lois conventionnelles d'extrapolation. Le profil de concentration radial décroît à partir de concentrations élevées proche de la paroi vers de faibles concentrations au centre pour les différents niveaux au dessus du distributeur dans les unités où le diamètre interne dépasse 152 mm. Toutefois, pour des unités de petit diamètre (78 mm et moins), c'est le phénomène inverse qui apparaît. Suite à ce travail un diamètre critique est défini dans l'intervalle 78 et 152 mm où le comportement du solide dans l'unité change de façon drastique lors du passage d'une échelle à une autre.

Chapitre X

10. CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Ce travail s'inscrit dans le cadre d'un projet ambitieux entamé il y a quelques années au sein du groupe de recherche sur les réacteurs, au département génie chimique de l'École Polytechnique de Montréal, dont l'objectif est d'établir l'hydrodynamique des lits fluidisés circulants internes. L'expertise acquise au sein du groupe sur les techniques de mesures, plus particulièrement les sondes à fibres optiques et le traçage par particules radioactives, a permis de comprendre les difficultés des géométries compactes et d'atteindre les objectifs fixés pour cette première phase du projet.

Au terme de ce travail, les conclusions suivantes peuvent être soulignées :

- Un pilote froid du LFCI a été mis en place dans lequel l'acquisition de grandeurs locales et globales est possible pour la caractérisation expérimentale des écoulements solide-gaz. En effet, une base de données expérimentales pour un LFCI a été générée. Elle peut servir de source indispensable pour valider des codes de calculs des écoulements solide-gaz dans ce type d'unités.

- Afin d'améliorer et rendre plus représentative la modélisation hydrodynamique des LFCI, le facteur de frottement particule-paroi a été

calculé. Une expression pour estimer se dernier a été proposée dans des conditions d'opération du LFCI. Ensuite, l'effet de l'état de surface des parois sur la prédiction du facteur de frottement particule-paroi a été mis en évidence. À la suite de cette analyse, une deuxième expression pour prédire le facteur de frottement particule-paroi en cas de parois extrêmement rugueuse est proposée. Les deux expressions proposées délimitent la zone où le facteur de frottement particule-paroi peut exister dépendamment de l'état de surface des parois.

- Toujours dans le même contexte, et suite à une analyse de sensibilité, le coefficient de traînée C_D a été déterminé à partir de l'équation de trajectoire des particules, où les termes d'accélération et de Basset sont considérés. Une nouvelle expression pour prédire le C_D en fonction du nombre de Reynolds a été proposée. Ensuite, et à des fins de comparaison, une analyse numérique de la prédiction de perte de charge a été effectuée au moyen d'un modèle unidimensionnel à deux phases, où différentes expressions du coefficient de traînée ont été utilisées après avoir revu les récentes corrélations présentées dans la littérature pour estimer ce dernier.
- Dans le cadre de l'effet des paramètres géométriques sur l'hydrodynamique des systèmes, l'impact de la géométrie de sortie sur la conduite du solide à l'intérieur du riser d'un LFCI a été étudié en utilisant

quatre configurations de sortie. La géométrie en forme de 'V' a été retenue comme meilleure configuration de sortie, et ceci, en se basant sur deux critères de sélection : la distribution de temps de séjour du solide et le taux de reflux dans le riser.

- Pour terminer ce travail, l'effet du diamètre de la colonne sur la structure hydrodynamique a été étudié dans trois unités de fluidisation à échelles différentes où les lois conventionnelles d'extrapolations ont été respectées. Cette étude a permis de montrer l'existence d'un diamètre critique à partir duquel la structure radiale de l'écoulement change.

Pour des travaux futurs sur l'hydrodynamique du LFCI, il serait intéressant de continuer d'étudier certains aspects comme l'impact des dimensions de la zone annulaire sur le comportement du solide dans l'unité et celui la géométrie de sortie en V sur les parois de l'annulaire.

Milne (1994) dans ses travaux de doctorat a étudié l'effet du diamètre des orifices sur le taux de recirculation du solide dans un pilote froid semi-cylindrique; une étude similaire dans une unité cylindrique serait très utile afin de dissiper tout doute sur l'effet de la géométrie du pilote (semi-cylindrique ou cylindrique) sur la validité des résultats et en même temps de permettre de trouver un lien entre la hauteur du lit dans l'annulaire et le diamètre des orifices dans la partie inférieure du riser.

Il serait intéressant d'avoir aussi des résultats concernant le comportement du LFCI avec des particules de type D selon la classification de Geldart. Un travail expérimental dans ce sens apportera sûrement plus de lumière sur les limites et les avantages de cette technologie.

RÉFÉRENCES

- ABOU-CHAKRA, H., TUZUN, U. 1999. "Coefficient of friction of binary granular mixtures in contact with a smooth wall. Part I: Direct shear box measurements of the effects of particle size ratio and particle surface roughness". *Chemical Engineering Science*. 54:24. 5901-5912.
- ALAPPAT, B.J., RANE, V.C. 2001. "Solid circulation rate recirculating fluidized bed". *Journal of Energy Engineering*. 127:2. 51-68.
- ANDREUX, R., GAUTHIER, T., CHAOUKI, J., SIMONIN, O. 2005. "New description of fluidization regimes". *AIChE Journal*. 51:4. 1125-1130.
- ARASTOPOUR, H., GIDASPOW, D. 1979a. "Analysis of IGT Pneumatic Conveying Data and Fast Fluidization Using a Thermohydrodynamic Model". *Powder Technology*. 22:1. 77-87.
- ARASTOPOUR, H., GIDASPOW, D. 1979b. "Vertical Pneumatic Conveying Using Four Hydrodynamic Models ". *Industrial & Engineering Chemistry, Fundamentals*. 18:2. 123-130.
- BAI, D.-R., JIN, Y., YU, Z.-Q., ZHU, J.-X. 1992. "Axial distribution of the cross-sectionally averaged voidage in fast fluidized beds". *Powder Technology*. 71:1. 51-58.
- BARTH, W. 1962. "Flow problems with mixtures of gases and entrained solid particles: Stroemungstechnische probleme bei der foerderung von staubluf-

- gemischen". *Engineers' Digest*. 23:11. 81-85.
- BOTTON, R., BERGOUGNOU, M.A., VERGNES, F. 1995. "High performance catalytic fluidized bed reactors - Direct scale-up from laboratory data (conversion and selectivity) - Fundamentals about phenomenological and bubble models". *Fluidization VIII Conference Proceedings*. Tours : *International Symposium of the Engineering Foundation* . 585-592.
- BREAULT, R.W., MATHUR, V.K. 1989. "High-velocity fluidized bed hydrodynamic modeling. 1. Fundamental studies of pressure drop ". *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 28:6. 684-688.
- BRERETON, C.M.H., EPSTEIN, N., GRACE, J.R. 1996. "Side-outlet spouted bed with draft tube: effect of varying the position of the outlet". *Canadian Journal of Chemical Engineering*. 74:4. 542-546.
- CAPES, C.E., NAKAMURA, K. 1973. "Vertical pneumatic conveying: an experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes". *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. 51:31-38.
- CHAOUKI, J., LARACHI, F., DUDUKOVIC, M.P. 1997. *Non-invasive monitoring of multiphase flows*. Netherlands : Elsevier science. 585 p.
- CHEN, W., HASEGAWA, T., TSUTSUMI, A., OTAWARA, K. 2001. "Scale-up effects on the time-averaged and dynamic behavior in bubble column reactors". *Chemical Engineering Science: Fifth International Conference on Gas-Liquid and Gas-Liquid-Solid Reactor Engineering*. 56:21-22. 6149-6155.
- CHU, C.Y., HWANG, S.J. 2002. "Attrition and sulfation of calcium sorbent and solids

- circulation rate in an internally circulating fluidized bed". *Powder Technology*. 127:3. 185-195.
- CREWDSON, B.J., ORMOND, A.L., NEDDERMAN, R.M. 1977. "Air-impeded discharge of fine particles from a hopper". *Powder Technology*. 16:2. 197-207.
- CUI, H., MOSTOUFI, N., CHAOUKI, J. 2001. "Gas and solids between dynamic bubble and emulsion in gas-fluidized beds". *Powder Technology*. 120:1-2. 12-20.
- DE WILDE, J., MARIN, G.B., HEYNDERICKX, G.J. 2003. "The effects of abrupt T-outlets in a riser: 3D simulation using the kinetic theory of granular flow". *Chemical Engineering Science*. 58:3-6. 877-885.
- DI FELICE, R. 1994. "The voidage function for fluid-particle interaction systems". *International Journal of Multiphase Flow*. 20:1. 153-9.
- DING, J., GIDASPOW, D. 1990. "A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow". *AIChE Journal*. 36:4. 523-38.
- DZIDO, G., PALICA, M., RACZEK, J. 2002. "Investigations of the acceleration region in the vertical pneumatic conveying". *Powder Technology*. 127:2. 99-106.
- ENWALD, H., PEIRANO, E., ALMSTEDT, A.-E. 1996. "Eulerian two-phase flow theory applied to fluidization". *International Journal of Multiphase Flow*. 22:Suppl. 21-66.
- ERGUN, S. 1952. "Fluid flow through packed columns". *Chemical Engineering Progress*. 48:2. 94-89.
- FORRET, A., SCHWEITZER, J.-M., GAUTHIER, T., KRISHNA, R., SCHWEICH, D. 2003. "Influence of scale on the hydrodynamics of bubble column reactors: An

- experimental study in columns of 0.1, 0.4 and 1 m diameters ". *Chemical Engineering Science*. 58:3-6. 719-724.
- GARIC, R.V., GRBAVCIC, Z.B., JOVANOVIĆ, S.Dj. 1995. "Hydrodynamic modeling of vertical non-accelerating gas-solids flow". *Powder Technology*. 84:1.65.
- GIBILARO, L.G., DI FELICE, R., WALDRAM, S.P., FOSCOLO, P.U. 1985. "Generalized friction factor and drag coefficient correlations for fluid particle interactions". *Chemical Engineering Science*. 40:10. 1817-1823.
- GLICKSMAN, L.R. 1984. "Scaling relationships for fluidized beds". *Chemical Engineering Science*. 39:9. 1373-9.
- GRACE, J.R. 1990. "High-velocity fluidized bed reactors". *Chemical Engineering Science: Eleventh International Symposium on Chemical Reaction Engineering - ISCRE 11: New Horizons for Reaction Engineering, Jul 8-11 1990*. 45:8. 1953-1966.
- GRACE, J.R., AVIDAN, A.A., KNOWLTON, T.M. 1997. *Circulating Fluidized Beds*. London, UK : Blackie Academic and Professional. 585 p.
- GRBAVCIC, Z.B., GARIC, R.V., JOVANOVIĆ, S.D., ROZIC, L.S. 1997. "Hydrodynamic modeling of vertical accelerating gas-solids flow". *Powder Technology*. 94:2. 91-97.
- HAPPEL, J., BRENNER, H. 1957. "Viscous flow in multiparticle systems: motion of spheres and fluid in cylindrical tube". *Chemical Engineering Progress*. 3:4. 513-506.

- HARIU, O.H., MOLSTAD, M.C. 1949. "Pressure drop in vertical tubes in transport of solids by gases". *Industrial and Engineering Chemistry*. 41:6. 1148-1160.
- HARRIS, A.T., DAVIDSON, J.F., THORPE, R.B. 2003a. "Influence of exit geometry in circulating fluidized-bed risers". *AIChE Journal*. 49:1. 52-64.
- HARRIS, A.T., DAVIDSON, J.F., THORPE, R.B. 2003b. "The influence of the riser exit on the particle residence time distribution in a circulating fluidised bed riser". *Chemical Engineering Science*. 58:16. 3669-3680.
- HELLAND, E., OCCELLI, R., TADRIST, L. 2000. "Numerical study of cluster formation in a gas-particle circulating fluidized bed ". *Powder Technology*. 110:3. 210-221.
- HORIO, M. 1997. "Hydrodynamics". *Circulating Fluidized Beds*. Sous la direction de J.R. Grace, A.A. Avidan et T.M. Knowlton. London, UK : Chapman & Hall.
- HORIO, M., NONAKA, A., SAWA, Y., MUCHI, I. 1986. "New similarity rule for fluidized bed scale-up". *AIChE Journal*. 32:9. 1466-1482.
- HOSLER, A.G. 1977 dans "Fluidized bed combustion of coal and waste materials". Lee Yaverbaum, Noyes Data Corporation, p67-79.
- JENIKE, A.W. 1967. "Quantitative design of mass-flow bins". *Powder Technology*. 1:4. 237-244.
- JIN, Y., ZHU, J.-X., YU, Z.-Q. 1997. "Novel Configurations and Variants". *Circulating Fluidized Beds*. Sous la direction de J.R. Grace, A.A. Avidan et T.M. Knowlton. London, UK : Chapman & Hall.
- JONES, J.H., BRAUN, W.G., DAUBERT, T.E., ALLENDORF, H.D. 1967.

- "Estimation of pressure drop for vertical pneumatic transport of solids". *AIChE Journal*. 13:3. 608-611.
- KIM, Y.J., LEE, J.M., KIM, S.D. 2000. "Modeling of coal gasification in an internally circulating fluidized bed reactor with draught tube". *Fuel*. 79:1. 69-77.
- KING, D.F. 1989. "Estimation of dense bed voidage in fast and slow fluidized beds of FCC catalyst". *Fluidization VI*. New York : Engineering Foundation. 1-8.
- KMIEC, A., LESCHONSKI, K. 1987. "Acceleration of the solid phase during pneumatic conveying in vertical pipes". *Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal*. 36:1. 59-70.
- KNOWLTON, T.M., KARRI, S.B.R., ISSANGYA, A. 2005. "Scale-up of fluidized-bed hydrodynamics". *Powder Technology*. 150:2. 72-7.
- KO, S.G., GRAF, W.H. 1972. "Drag coefficient of cylinders in turbulent flow". *Journal of Hydraulics Division*, 98, 5, p897.
- KRISHNA, R., VAN BATEN, J.M., URSEANU, M.I., ELLENBERGER, J. 2001. "Design and scale up of a bubble column slurry reactor for Fischer- Tropsch synthesis". *Chemical Engineering Science*. 56:2. 537-545.
- KUIPERS, J.A.M., HOOMANS, B.P.B., VAN SWAAIJ, W.P.M. 1998. "Hydrodynamic modeling of gas fluidized beds and their role for design and operation of fluidized bed chemical reactors". *Fluidization IX Conference Proceedings*. Durango, Colorado USA : *International Symposium of the Engineering Foundation* . 15-30.
- LACKERMEIER, U., WERTHER, J. 2002. "Flow phenomena in the exit zone of a

- circulating fluidized bed". *Chemical Engineering and Processing*. 41:9. 771-783.
- LARACHI, F., CHAOUKI, J., KENNEDY, G. 1995. "3-D mapping of solids flow fields in multiphase reactors with RPT". *AIChE Journal*. 41:2. 439-443.
- LECH, M. 2001. "Mass flow rate measurement in vertical pneumatic conveying of solid". *Powder Technology*. 114:1-3. 55-58.
- LEUNG, L.S. 1980. "Vertical pneumatic conveying: a flow regime diagram and a review of choking versus non-choking systems". *Powder Technology*. 25:2 . 185-190.
- LI, J., KUIPERS, J.A.M. 2003. "Gas-particle interactions in dense gas-fluidized beds". *Chemical Engineering Science*. 58:3-6. 711-718.
- LIM, K.S., ZHU, J.X., GRACE, J.R. 1995. "Hydrodynamics of gas-solid fluidization". *International Journal of Multiphase Flow*. 21:Suppl. 141-193.
- LITTMAN, H., MORGAN, M.H.I., PACCIONE, J.D., JOVANOVIĆ, S.Dj., GRBAVCIC, Z.B. 1993. "Modeling and measurement of the effective drag coefficient in decelerating and non-accelerating turbulent gas-solids dilute phase flow of large particles in a vertical transport pipe". *Powder Technology*. 77:3. 267-283.
- MAKKAWI, Y.T., WRIGHT, P.C. 2003. "The voidage function and effective drag force for fluidized beds". *Chemical Engineering Science*. 58:10. 2035-2051.
- MARSCHALL, K.-J., MLECZKO, L. 1999a. "CFD modeling of an internally circulating fluidized-bed reactor". *Chemical Engineering Science: Proceedings of the 1998 15th International Symposium on Chemical Reaction Engineering*,

- ISCRE 15, Sep 13-Sep 16 1998*. 54:13-14. 2085-2093.
- MARSCHALL, K.-J., MLECZKO, L. 1999b. "Short-contact-time reactor for catalytic partial oxidation of methane". *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 38:5. 1813-1821.
- MARTIN, M.P., TURLIER, P., BERNARD, J.R., WILD, G. 1992. "Gas and solid behavior in cracking circulating fluidized beds". *Powder Technology*. 70:3. 249-258.
- MATSEN, J.M. 1996. "Scale-up of fluidized bed processes: Principle and practice". *Powder Technology: Proceedings of the 1994 1st International Particle Technology Forum, Aug 17-19 1994*. 88: 3. 237-244.
- MICKAL, V., SCHAUSBERGER, P., WINTER, F., HOFBAUER, H., BRUNNER, C., AICHERNIG, C. 2001. "Effect of Exit-geometry on the solids distribution in CFB-reactor for the fluidization of fine particles: determination of internal back-mixing with semi-theoretical modeling". *Fluidization X*. New York : AICHE. 245-252.
- MILNE, B.J. 1994. *Upgrading of Alberta heavy oil in an internally circulating fluidized bed*. Ph.D. p. NN04384, University of Calgary (Canada).
- MLECZKO, L., MARSCHALL, K.-J. 1997. "Performance of an internally circulating fluidized-bed reactor for the catalytic oxidative coupling of methane". *Canadian Journal of Chemical Engineering*. 75:3. 610-619.
- MOSTOUFI, N., CHAOUKI, J. 1999. "Prediction of effective drag coefficient in fluidized beds". *Chemical Engineering Science*. 54:7. 851-858.
- MOSTOUFI, N., CHAOUKI, J. 2001. "Local solid mixing in gas-solid fluidized

- beds". *Powder Technology*. 114:1-3. 23-31.
- MUKADI, L., GUY, C., LEGROS, R. 1999a. "Modeling of an internally circulating fluidized bed reactor for thermal treatment of industrial solid wastes". *Canadian Journal of Chemical Engineering*. 77:2. 420-431.
- MUKADI, L., GUY, C., LEGROS, R. 1999b. "Parameter analysis and scale-up considerations for thermal treatment of industrial waste in an internally circulating fluidized bed reactor". *Chemical Engineering Science: Proceedings of the 1998 15th International Symposium on Chemical Reaction Engineering, ISCRE 15, Sep 13-Sep 16 1998*. 54:15-16. 3071-3078.
- MUKADI, L.S. 1998. *Modélisation et simulation d'un réacteur a lit fluidise circulant interne pour le traitement thermique de déchets solides industriels*. Ph.D. p. NQ38728, École Polytechnique, Montréal (Canada).
- NAMKUNG, W., GUY, C., LEGROS, R. 2001. "Prediction of solids circulation rate in the riser of an Internally Circulating Fluidized Bed (ICFB)". *Chemical Engineering Communications*. 188:47-58.
- PATIENCE, G., CHAOUKI, J. 1993. "Gas phase hydrodynamics in the riser of a circulating fluidized bed". *Chemical Engineering Science*. 48:18. 3195-3205.
- PUGSLEY, T., LAPOINTE, D., HIRSCHBERG, B., WERTHER, J. 1997. "Exit effects in Circulating Fluidized Bed risers". *Canadian Journal of Chemical Engineering*. 75:6. 1001-1010.
- PUGSLEY, T., TANFARA, H., MALCUS, S., CUI, H., CHAOUKI, J., WINTERS, C. 2003. "Verification of fluidized bed electrical capacitance tomography

- measurements with a fibre optic probe". *Chemical Engineering Science*. 58:17. 3923-3934.
- PUGSLEY, T.S., BERRUTI, F. 1996. "Predictive hydrodynamic model for circulating fluidized bed risers". *Powder Technology*. 89:1. 57-69.
- RAUTIAINEN, A., SARKOMAA, P. 1998. "Solids friction factors in upward, lean gas-solids flows". *Powder Technology: Proceedings of the 1996 Conference on Pneumatic and Hydraulic Conveying Systems, Apr 21-25 1996*. 95:1. 25-35.
- REDDY, B.V., NAG, P.K. 2001. "Effect of riser exit geometry on bed hydrodynamics and heat transfer in a circulating fluidized bed riser column". *International Journal of Energy Research*. 25:1. 1-8.
- REINHARDT, B., CORDONNIER, A., FLORENT, P. 1999. "Use of an isokinetic sampling probe. Results in cyclone". *Powder Technology*. 101:81-90.
- RHODES, M.J., SOLLAART, M., WANG, X.S. 1998. "Flow structure in a fast fluid bed". *Powder Technology*. 99:2. 194-200.
- ROWE, P.N. 1987. "A convenient empirical equation for estimation of the Richardson-Zaki exponent". *Chemical Engineering Science*. 42:11. 2795-6.
- SAFONIUK, M., GRACE, J.R., HACKMAN, L., MCKNIGHT, C.A. 1999. "Use of dimensional similitude for scale-up of hydrodynamics in three-phase fluidized beds". *Chemical Engineering Science: Proceedings of the 1999 4th International Conference on Gas-Liquid and Gas-Liquid-Solid Reactor Engineering, Aug 23-Aug 25 1999*. 54:21. 4961-4966.
- SARMA, K.J.R., RAO NARASINGA, M. 1959. "Pneumatic conveyance and

- continuous fluidization of solids". *Industrial and Engineering Chemistry*. 51:12. 1449-1452.
- SENIOR, R.C., BRERETON, C. 1992. "Modelling of circulating fluidised-bed solids flow and distribution". *Chemical Engineering Science*. 47:2. 281-296.
- SOO, S.L. 1967. *Fluid Dynamics of Multiphase Systems*, Blaisdell Publishing Company, Waltham Massachusetts, United States of America.
- TOROBIN L.B. et GAUVIN W. H. 1960, Fundamental aspects of solids gas flow. Part V: The effects of fluid turbulence on the particle drag coefficient, *The Canadian Journal of chemical Engineering*, December, 1960, p189.
- VAN DER MEER, E.H., THORPE, R.B., DAVIDSON, J.F. 1999. "Dimensionless groups for practicable similarity of circulating fluidized beds". *Chemical Engineering Science*. 54:22. 5369-5376.
- VAN DER MEER, E.H., THORPE, R.B., DAVIDSON, J.F. 2000. "Flow patterns in the square cross-section riser of a circulating fluidized bed and the effect of riser exit design". *Chemical Engineering Science*. 55:19. 4079-4099.
- VAN SWAAIJ, W.P.M., BUURMAN, C., VAN BRUEGEL, J.W. 1970. "Shear stresses on the wall of a dense gas-solids riser". *Chemical Engineering Science*. 25:11. 1818-1820.
- WEN, C. Y., GALLI, A.F. 1971. "Dilute phase systems". *Fluidization*. Sous la direction de J.F. Davidson et D. Harrison. New York : Academic press inc.
- WEN, C.Y., YU, Y.H. 1966. "Mechanics of fluidization". *Chemical Engineering Progress Symposium*, 1966. 62, 100-111.

- WERTHER, J., HIRSCHBERG, B. 1997. "Solids Motion and Mixing". *Circulating Fluidized Beds*. Sous la direction de J.R. Grace, A.A. Avidan et T.M. Knowlton. London, UK : Chapman & Hall.
- XU, G., NOMURA, K., NAKAGAWA, N., KATO, K. 2000. "Hydrodynamic dependence on riser diameter for different particles in circulating fluidized beds". *Powder Technology*. 113:1-2. 80-87.
- YANG, W. 1973. "Estimating the solid particle velocity in vertical pneumatic conveying lines". *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*. 12:3. 349-352.
- YANG, W. 1978. "A correlation for solid friction factor in vertical pneumatic conveying lines". *AIChE Journal* 24:3. 548-552.
- YAN, A., ZHU, J.-X., PARSSINEN, J.H. 2003. "Flow properties in the entrance and exit regions of a high-flux circulating fluidized bed riser". *Powder Technology*. 131:2-3 . 256-263.
- YAUVERBAUM, L. 1977. *Fluidized bed combustion of coal and waste materials*. Park Ridge, N.J. Noyes data corp. 268 p.
- YERUSHALMI, J., CANKURT, N.T. 1979. "Further studies of the regimes of fluidization ". *Powder Technology*. 24:2. 187-205.
- YOUSFI, Y., GAU, G. 1974. "Aérodynamique de l'écoulement vertical de suspensions concentrées gaz-solides : 1. Régimes d'écoulement et stabilité aérodynamique. (Aerodynamics of the Vertical Flow of Concentrated Gas-Solid Suspensions: 1. Flow Regime and Aerodynamic Stability)". *Chemical Engineering Science*. 29:9.

1939-1946.

ZANG, W., JOHNSSON, F., LECKNER, B. 1996. "Momentum probe and sampling probe for measurement of particle flow properties in CFB boilers". *Chemical Engineering Science*. 52:4. 497-509.

ZENZ, F.A. 1949. "Two-phase fluid-solid flow ". *Industrial and Engineering Chemistry*. 41:12. 2801-2806.

ZHENG, Q.-Y., ZHANG, H. 1993. "Experimental study of the effect of bed exits with different geometric structure on internal recycling of bed material in CFB boilers". *4th International Conference On Circulating Fluid Beds*. New York : AICHE. 175-180.